

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN MICROGASIFICADOR PARA RESIDUOS DE COSECHA DE LA  
CAÑA DE AZÚCAR



EDWIN FERNANDO ORTIZ CERON  
CÓDIGO: 0924633

UNIVERSIDAD DEL VALLE  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA  
SANTIAGO DE CALI  
2015

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN MICROGASIFICADOR PARA RESIDUOS DE COSECHA DE LA  
CAÑA DE AZÚCAR

EDWIN FERNANDO ORTIZ CERON  
Cód. 0924633

Trabajo de grado para optar por el título de Ingeniero Mecánico

MSc. ADOLFO LEÓN GÓMEZ P.  
*Director del Proyecto de grado*

PhD. JUAN MANUEL BARRAZA  
*Codirector del proyecto de grado*

UNIVERSIDAD DEL VALLE  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA  
SANTIAGO DE CALI  
2015

## CONTENIDO

RESUMEN .....	1
1 INTRODUCCIÓN .....	2
2 OBJETIVOS .....	4
2.1 General .....	4
2.2 Específicos .....	4
3 MARCO TEÓRICO .....	4
3.1 Caña de Azúcar y el sector azucarero colombiano .....	4
3.2 Biomasa. ....	6
3.2.1 Energía de la biomasa. ....	6
3.2.2 Biomasa Cañera.....	6
3.3 Procesos Termoquímicos de la Biomasa. ....	9
3.3.1 Combustión. ....	9
3.3.2 Pirólisis. ....	9
3.3.3 Gasificación. ....	9
3.4 Proceso de la gasificación.....	10
3.4.1 Factores de operación.....	11
3.4.2 Factores dependientes del residuo gasificado.....	12
3.5 Tipos de gasificadores. ....	14
3.5.1 Gasificador Updraft .....	14
3.5.2 Gasificador Downdraft. ....	15
3.5.3 Gasificadores de lecho fluidizado.....	16
3.5.4 Gasificadores de flujo arrastrado .....	17
3.6 Antecedentes de la investigación. ....	18
3.6.1 Diseño de un Equipo para Investigación en Gasificación de Biomasa-Carlos Alberto Matilla Dediego-Universidad del valle. ....	18
3.6.2 Pirólisis de Residuos de Cosecha de Caña de Azúcar (RAC) Como Alternativa de Aprovechamiento en Procesos de Cogeneración- Diego Cobo- Universidad del Valle.....	19
3.6.3 Diseño y Construcción de un Banco de Pruebas para Procesos Termoquímicos de Transformación de Biomasa (Residuos de cosecha de caña).....	19

4	PROCESO DE DISEÑO.....	19
4.1	Proceso de selección de la tecnología de gasificación y el tipo de gasificador. ...	21
4.1.1	Requerimientos generales del microgasificador. ....	21
4.1.2	Evaluación y selección de la tecnología y el tipo de gasificador .....	21
4.1.3	Tecnología de gasificación Nexterra.....	23
4.2	Caracterización residuos de cosecha de caña de azúcar. ....	25
4.3	Parámetros de operación del microgasificador. ....	28
4.3.1	Flujo másico de Biomasa. ....	28
4.3.2	Relación de equivalencia.....	29
4.3.3	Flujo másico de aire requerido para gasificación.....	30
4.3.4	Tiempo de Residencia. ....	31
4.3.5	Temperatura.....	34
4.3.6	Presión.....	35
4.3.7	Tamaño de partícula.....	35
4.3.8	Resumen parámetros de operación.....	36
4.4	Diseño del Reactor.....	37
4.4.1	Flujo másico de gas ideal esperado.....	37
4.4.2	Propiedades del syngas. ....	38
4.4.3	Flujo Volumétrico biomasa, aire y gas .....	39
4.4.4	Dimensionamiento cámara interna del reactor. ....	39
4.4.5	Dimensiones radiales del reactor.....	41
4.4.6	Análisis de transferencia de calor en el reactor. ....	42
4.4.7	Juntas. ....	46
4.4.8	Modelo CAD del reactor.....	48
	Nota 1: Cumplimiento del Objetivo 1 .....	48
4.5	Diseño del sistema de alimentación y entrada de aire. ....	49
4.5.1	Potencia de accionamiento del tornillo transportador y selección del motor	49
4.5.2	Diseño del cono de reacción .....	51
4.5.3	Modelo completo del sistema de alimentación.....	52

4.5.4	Materiales de construcción del sistema de alimentación.....	53
4.6	Diseño del sistema de extracción de cenizas. ....	54
4.7	Diseño del sistema de extracción de gas producido. ....	55
4.8	Estructura de soporte del microgasificador.....	56
4.8.1	Análisis de pandeo .....	57
4.9	Modelo CAD prototipo final. ....	59
4.10	Medición de gases y temperatura .....	60
	Nota 2: Cumplimiento del objetivo 2. ....	62
5	PROCESO DE CONSTRUCCIÓN.....	63
5.1	Construcción del reactor de biomasa.....	63
5.2	Construcción del sistema de alimentación.....	64
5.3	Construcción del sistema de recolección de cenizas.....	65
5.4	Construcción del sistema de extracción del gas producido. ....	66
5.5	Construcción del circuito eléctrico. ....	67
5.6	Construcción de la estructura y ensamble final del microgasificador.....	67
5.7	Costo de los materiales de construcción del equipo.....	69
	Nota 3: Cumplimiento del objetivo 3. ....	72
6	PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO. ....	72
6.1	Pasos operativos del gasificador. ....	72
6.2	Resultados de las pruebas iniciales de gasificación.....	75
6.3	Ajustes del gasificador y Prueba No. 2 de gasificación.....	76
6.4	Modificación para el gasificador. ....	77
	Nota 4: Cumplimiento del objetivo 4 y el objetivo general. ....	78
7	POSIBILIDAD DE IMPLEMENTAR UN GASIFICADOR EN UNA CALDERA.....	79
7.1	Funcionamiento de una caldera típica en un Ingenio sucro-energético .....	79
7.2	Objetivo .....	80
7.3	Consideraciones para implementar un gasificador en una caldera. ....	81
7.4	Cálculo de combustible requerido en una caldera bagacera de los ingenios. ....	81
8	CONCLUSIONES .....	84
9	RECOMENDACIONES .....	85

10	REFERENCIAS.....	86
11	ANEXOS. ....	89

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.	Productos de la caña de azúcar .....	5
Figura 2.	Partes de la Caña de azúcar.....	7
Figura 3.	Residuos de Cosecha en el campo .....	8
Figura 4.	Residuos de cosecha que ingresan a los ingenios .....	8
Figura 5.	Esquema gasificadores lecho fijo (a) Updraft, (b) Downdraft .....	16
Figura 6.	Gasificador de lecho Fluidizado(a), Gasificador de flujo arrastrado (b).....	17
Figura 7.	Diagrama de flujo diseño del gasificador .....	20
Figura 8.	Gasificador Nexterra.....	24
Figura 9.	Biomasa picada a diferentes tamaños de partícula. ....	26
Figura 10.	Determinación de la humedad de los RAC.....	27
Figura 11.	Prototipo sistema de alimentación .....	29
Figura 12.	Relación de equivalencia Vs Tasa de conversión y tiempo de residencia ( $T=800^{\circ}\text{C}$ , $P=1\text{ atm}$ , $T_p=1\text{mm}$ ) .....	30
Figura 13.	Flujo másico de aire requerido para la gasificación. ....	30
Figura 14.	Tiempo de residencia vs Tasa de conversión ( $T=800^{\circ}\text{C}$ , $P=1\text{atm}$ , $ER=0,3$ $TP=1\text{mm}$ ) .....	32
Figura 15.	Prueba 1, salida de biomasa.....	33
Figura 16.	Prueba 2, cálculo del tiempo de residencia de la biomasa en el cono .....	34
Figura 17.	Temperatura Vs Tasa de Conversión y Tiempo de residencia ( $P=1\text{Atm}$ $ER=0,3$ $T_p=1\text{mm}$ ) .....	34
Figura 18.	Presión Vs Tasa de conversión y tiempo de residencia ( $T=800^{\circ}\text{C}$ , $ER=0,3$ $T_p=1\text{mm}$ ) .....	35
Figura 19.	Influencia del tamaño de partícula en tiempo de transformación del carbono. ....	36
Figura 20.	Balance general de masa del reactor de biomasa. ....	37
Figura 21.	Volumen de la cámara de reacción. ....	40
Figura 22.	Dimensiones cámara de reacción. ....	41
Figura 23.	Dimensiones radiales del Reactor.....	42
Figura 24.	Transferencia de calor para un cilindro de pared compuesta sujeto a convección. ....	42
Figura 25.	Modelo CAD del reactor (Autodesk Inventor <sup>®</sup> ).....	48
Figura 26.	Prototipo Sistema de alimentación de biomasa. ....	49

Figura 27. Modelo CAD del cono de reacción biomasa-aire (Autodesk Inventor ®).....	52
Figura 28. Modelo CAD del sistema de alimentación. (Autodesk Inventor ®) .....	53
<b>Figura 29.</b> Modelo CAD del sistema de extracción de cenizas. (Autodesk Inventor ®).....	55
Figura 30. Modelo CAD del sistema de extracción de gases. (Autodesk Inventor ®).....	56
Figura 31. Modelo CAD de la Estructura del microgasificador. (Autodesk Inventor ®).....	57
Figura 32. Falla por pandeo .....	58
Figura 33. Modelo CAD del microgasificador completo. (Autodesk Inventor ®) .....	60
Figura 34. Termómetro infrarrojo y de contacto Fluke 568IR .....	61
Figura 35. Analizador de gases Biogás Check.....	61
Figura 36. Sensores medición de gas CO y H <sub>2</sub> .....	62
Figura 37. Sistema medición de CO y H <sub>2</sub> .....	62
Figura 38. Construcción Reactor de Biomasa.....	63
Figura 39. Construcción del sistema de alimentación.....	64
Figura 40. Construcción del cono de reacción. ....	65
Figura 41. Construcción del colector de cenizas. ....	66
Figura 42. Construcción del sistema de extracción del gas.....	66
Figura 43. Construcción del circuito Eléctrico .....	67
Figura 44. Construcción de la estructura del microgasificador .....	68
Figura 45. Ensamble final del Microgasificador .....	69
Figura 46. Precalentamiento del gasificador .....	72
Figura 47. Alimentación y combustión completa de la biomasa .....	73
Figura 48. Confinamiento y entrada de aire.....	74
Figura 49. Salida del gas producto. ....	74
Figura 50. Medición de gases.....	75
Figura 51. Ajustes y prueba No. 2 de gasificación.....	77
Figura 52. Tapa ajustable del gasificador modificada. ....	78
Figura 54. Esquema General de una caldera acuo-tubular de un ingenio azucarero .....	80

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Cuadro comparativo de ventajas y desventajas de las tecnologías de gasificación	22
Tabla 2. Cuadro comparativo de ventajas y desventajas de los tipos de gasificadores. ....	23
Tabla 3. Principales características de los residuos de cosecha de caña y el bagazo.....	25
Tabla 4. Composición elemental (base seca) del bagazo y los residuos de cosecha de caña .....	26
Tabla 5. Composición inmediata (base seca) del bagazo y residuos de cosecha de caña. ...	26
Tabla 6. Densidad aparente para la biomasa picada de acuerdo al tamaño de partícula. ...	27
Tabla 7. Pruebas de alimentación de biomasa.....	28
Tabla 8. Parámetros operativos del microgasificador de biomasa.....	36
Tabla 9. Propiedades de gases a 400 °C y presión atmosférica.....	38
Tabla 10. Caudal de biomasa, aire y gas.....	39
<b>Tabla 11.</b> Especificaciones del motor.....	51
Tabla 12. Materiales para el sistema de alimentación.....	54
Tabla 13. Calculo del peso total del microgasificador .....	58
Tabla 14. Costos Materiales del sistema de alimentación y entrada de aire en pesos.....	70
Tabla 15. Costos materiales del sistema de extracción de cenizas en pesos.....	70
Tabla 16. Costos materiales del reactor en pesos.....	71
Tabla 17. Costos materiales del sistema de extracción de gases en pesos.....	71
Tabla 18. Costos materiales de la estructura en pesos. ....	71
Tabla 19. Costo total de materiales sin mano de obra.....	71
Tabla 20. Composición de los gases .....	76
Tabla 21. Flujo de aire entrada recalculado a diferentes presiones y temperatura .....	76



## RESUMEN

En este trabajo de grado se diseñó y construyó un equipo experimental para realizar pruebas de gasificación de biomasa, específicamente residuos de cosecha de la caña de azúcar, el prototipo construido de gasificador es del tipo de lecho fijo continuo, en configuración “updraft”, para el cual se tomó como referencia principal, la tecnología de gasificación Nexterra [1].

El diseño del equipo inició con la caracterización de los residuos de cosecha de caña, teniendo en cuenta las propiedades físicas y modelos cinéticos de reacción reportados por algunos autores. Posteriormente, se definieron parámetros de operación necesarios para el diseño del reactor, diseño del sistema de alimentación de biomasa y de aire, sistema de extracción de cenizas, sistema de extracción de gases y el control operativo. El proceso de diseño finaliza con la entrega de planos y lista de materiales necesarios para la construcción la cual se llevó a cabo en las instalaciones del Centro de Investigación de la Caña de Azúcar (CENICAÑA).

Este documento deja el reporte de los pasos para poner en funcionamiento el gasificador y unas pruebas iniciales de gasificación de los residuos, de las cuales se logró determinar la presencia de gases típicos de gasificación como CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> en bajas proporciones, por lo que se deben seguir haciendo pruebas para estimar su potencial energético y viabilidad económica.

Finalmente se evaluó la posibilidad de implementar un gasificador en una caldera típica del sector azucarero como proceso de cofiring.

### **Palabras Claves:**

Gasificación, gasificador, biomasa, residuos de cosecha, caña de azúcar, updraft, lecho fijo, syngas, diseño, construcción.

## 1 INTRODUCCIÓN

Desde tiempos inmemoriales, la madera, cáscaras y semillas de alimentos como el arroz, las nueces y otras, han sido utilizadas como combustible para cocinar, generar calor y para la iluminación de las ciudades. Esta práctica fue modificada a raíz de la revolución industrial a finales del siglo XVIII, con la aparición de los combustibles fósiles como el carbón y el petróleo; siendo más evidente a finales del siglo XIX, con el uso del gas natural y la aparición de la energía nuclear. [2]

La mayor parte de la energía empleada actualmente en el mundo proviene de los combustibles fósiles, se utilizan en el transporte, para generar electricidad, para calentar ambientes, cocinar, etc. Los estimativos de las reservas energéticas en el mundo son aproximadamente de 200 años para el carbón, 50 años para el petróleo y menos de 100 años para el gas natural, [2] pero el problema de los combustibles fósiles no solo es su agotamiento, sino los problemas ambientales que traen consigo la quema de estos, tanto la extracción como la combustión del carbón, el petróleo, el gas natural, entre otros, originan una serie de deterioros medioambientales importantes, entre los más relevantes está la emisión a la atmósfera de residuos como el óxido de azufre, óxido de nitrógeno y dióxido de carbono. Estos gases se acumulan en la atmósfera provocando efecto invernadero y lluvia ácida, que afectan variedad de ecosistemas terrestres y marítimos. [3]

En el sector industrial se utilizan combustibles fósiles para los procesos de la planta, por ejemplo el carbón es muy utilizado para la generación de vapor en calderas, el vapor se utiliza para los procesos internos y la obtención de energía por medio de turbinas, además el petróleo y sus derivados son muy utilizados en la industria automotriz.

Específicamente en el Valle del Cauca, el cultivo de la caña de azúcar es de gran importancia por sus múltiples subproductos, como el azúcar, biocombustibles, abonos y el bagazo que se utiliza como materia prima para la fabricación de papel y como combustible de las calderas para la generación de electricidad.

Las calderas utilizan como combustible bagazo, bagacillo, carbón o la mezcla de estos en porcentajes de 90% para la biomasa y 10 % para el carbón, en la combustión de estos materiales se generan desechos como material particulado, gases ( $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ), (Trazas de  $\text{SO}_3$ , Fe) los cuales afectan el medio ambiente [4], por esa razón las entidades medioambientales ejercen control en contra de las emisiones (ley 99 de 1993) (decreto 948 de 1995) por lo cual los ingenios azucareros deben invertir en sistemas de control de material particulado de fuentes fijas como precipitadores electrostáticos, lavadores de gases, sistemas multiciclónicos de alta eficiencia, para cumplir con las normas ambientales [4], pero aun así no es suficiente y se buscan alternativas de generar combustibles que

reemplacen el carbón y el bagazo y que a su vez sus efectos no sean tan nocivos con el ambiente.

En la búsqueda de esas alternativas se encuentra que la biomasa ha sido una fuente principal de energía, antes del descubrimiento de combustibles fósiles como el carbón y el petróleo, si bien su papel está actualmente disminuido en países desarrollados, es todavía ampliamente usado en comunidades rurales de los países en desarrollo por su requerimiento de energía, en términos de cocina y uso industrial limitado. [5]

La biomasa es una sustancia natural disponible, la cual almacena energía solar por el proceso de fotosíntesis [5] esta entrega una cantidad de energía dependiendo de su naturaleza, por ejemplo la madera tiene un poder calorífico entre 18,9-20,2 MJ/Kg, los residuos forestales entre 17,6-18,8 MJ/Kg y el estiércol de animales entre 21,3- 22,6 MJ/Kg. [6]

La biomasa, además de ser utilizada en forma sólida y aprovechada por medio de la combustión directa también puede ser convertida en subproductos a través de rutas termoquímicas como la pirólisis (bioaceites, gas, biochar) y la gasificación (gas). Es allí donde juega un papel importante la gasificación ya que no es una tecnología desarrollada recientemente sino que ha sido un recurso habitual en periodos de carencia o escasez de combustibles ligeros, la gasificación permite convertir sólidos (carbón, biomasa) en gases que pueden ser empleados en motores de combustión interna, calderas y turbinas. [7] Por medio de un gasificador se puede obtener un combustible que disminuye la emisión de material particulado en las calderas y como biomasa para el gasificador se encontró un recurso energético aprovechable en los residuos de la cosecha de la caña de azúcar compuestos por hojas, cogollos y chulquinees, que poseen un poder calorífico de 19274 kJ/kg (base seca) y que en campo se encuentran entre 50-70 toneladas de residuos por hectárea [8].

En la Universidad del Valle en conjunto con Cenicaña se adelantan investigaciones de conversión de residuos de cosecha de caña biomasa por medio de las rutas termoquímicas como la pirólisis y la gasificación las cuales ha arrojado resultados alentadores y para continuar con la investigación, este proyecto está direccionado a diseñar y construir un gasificador para residuos de la cosecha de caña, que servirá como unidad experimental para el estudio del proceso y a partir de los resultados, se pueda estudiar la implementación de gasificadores de mayor tamaño en las calderas de los ingenios y así reducir las emisiones de material particulado y gases nocivos a la atmósfera.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 General

Diseñar y construir un microgasificador para residuos de cosecha de la caña de azúcar.

### 2.2 Específicos

1. Diseño del reactor de gasificación haciendo previamente un análisis termoquímico de la biomasa y utilizando aire como agente gasificante.
2. Diseñar los componentes restantes del microgasificador como el sistema de alimentación, extracción de gases, extracción de cenizas entre otros.
3. Construir el microgasificador de acuerdo a las especificaciones del diseño.
4. Realizar pruebas iniciales de funcionamiento variando parámetros como temperatura, tamaños de partícula y porcentajes de agente gasificante.
5. Evaluar la posibilidad de implementar un gasificador de biomasa para una caldera como una segunda etapa en el desarrollo de esta tecnología.

## 3 MARCO TEÓRICO

### 3.1 Caña de Azúcar y el sector azucarero colombiano

La caña de azúcar es uno de los cultivos más antiguos en el mundo, no se tienen datos concretos de cuándo inician su siembra, se cree que ésta empezó 3.000 años A.C. como un tipo de césped en la isla de Nueva Guinea y de allí se extendió a Borneo, Sumatra e India.

La caña de azúcar pertenece a la familia de las gramíneas, tiene características como el tallo leñoso, lleno de un tejido esponjoso y dulce del que se extrae el azúcar. Su altura puede superar los dos metros de altura; tiene hojas largas, lampiñas y flores purpúreas en panoja piramidal. [9]

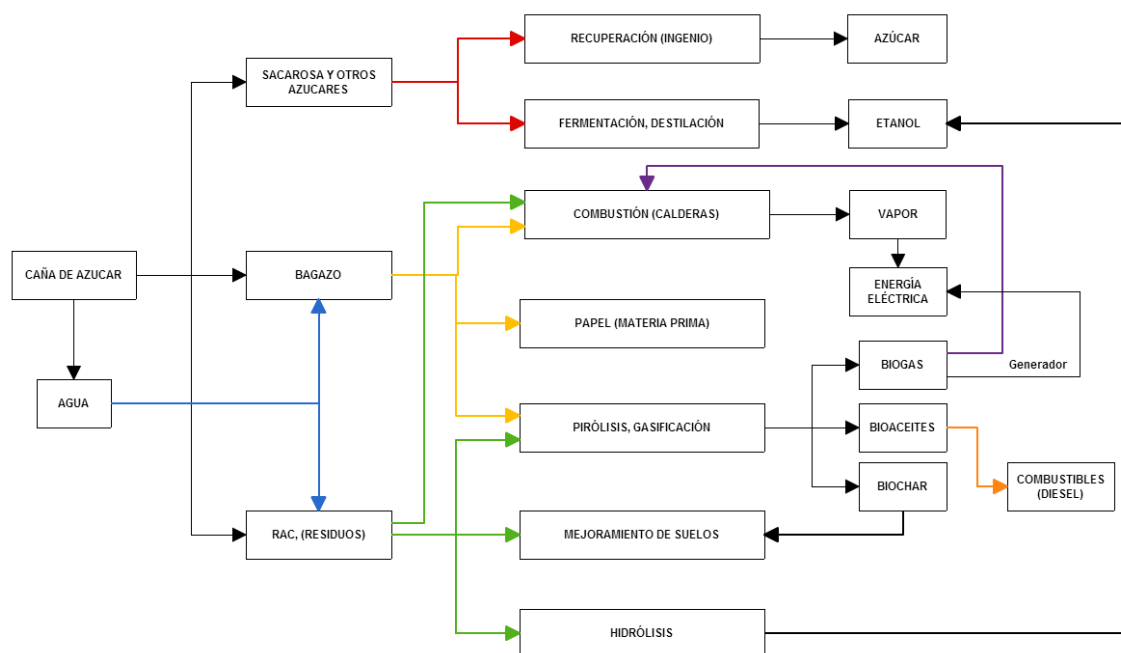
El sector azucarero colombiano se encuentra ubicado en el valle geográfico del río Cauca, que abarca 47 municipios desde el norte del departamento del Cauca, la franja central del Valle del Cauca, hasta el sur del departamento de Risaralda. En esta región hay 225.560 hectáreas sembradas en caña para azúcar, de las cuales, el 25% corresponde a tierras propias de los ingenios y el restante 75% a más de 2.750 cultivadores de caña. Dichos cultivadores abastecen a 13 ingenios de la región (Cabaña, Carmelita, Manuelita, María Luisa, Mayagüez, Pichichí, Risaralda, San Carlos, Tumaco, Ríopaila-Castilla, Incauca y

Providencia). Desde 2006, cinco de los trece ingenios tienen destilerías anexas para la producción de alcohol carburante (Incauca, Manuelita, Providencia, Mayagüez, Risaralda) y se espera el arranque de una nueva planta en el 2015 (Riopaila).

Gracias al clima privilegiado de la región, y al contrario de lo que sucede en el resto del mundo (con excepción de Hawaii y el norte de Perú), se puede sembrar y cosechar caña durante todos los meses del año. Esta condición agroclimática, sumada al avance tecnológico impulsado por el Centro de Investigación de la Caña (Cenicaña), que funciona con el aporte de todos los cultivadores e ingenios, ha llevado a que la región se especialice en el cultivo y obtente el liderazgo en productividad a nivel mundial: más de 14 toneladas de azúcar por hectárea al año. [10]

De ese espigado y alto tallo de la caña no sólo se produce azúcar, es una planta que ofrece diversos productos y subproductos como se muestra en la **Figura 1**.

**Figura 1.** Productos de la caña de azúcar



De la caña de azúcar se obtiene principalmente el jugo donde están los azúcares, los cuales por medio del proceso de recuperación en el ingenio se obtiene el azúcar y por el proceso de fermentación y destilación se obtiene Etanol.

Cuando se extrae el jugo, lo que queda es el material fibroso llamado bagazo, este es ampliamente utilizado para la producción de vapor y energía en las calderas por medio de la combustión directa, además este material es utilizado como materia prima para la producción de papel.

Los residuos de cosecha de caña conocidos como RAC, son las hojas, cogollos y chulquines de la caña, que no son utilizados en el proceso pero que son aprovechados para el mejoramiento de los suelos, para hidrólisis de la cual se obtiene etanol, se pueden quemar directamente en las calderas y pueden ser convertidos en gas y otros subproductos por medio de rutas termoquímicas como la pirólisis y la gasificación.

### 3.2 Biomasa.

La biomasa es una sustancia natural disponible, la cual almacena energía solar por el proceso de fotosíntesis, principalmente está compuesta por celulosa, hemicelulosa y lignina, con una composición común de  $C_6H_{10}O_5$ , con variaciones leves dependiendo de la naturaleza de la biomasa, [11]

#### 3.2.1 Energía de la biomasa.

La energía entregada por la biomasa depende de su naturaleza por ejemplo la madera tiene un poder calorífico entre 18,9-20,2 MJ/Kg, los residuos forestales entre 17,6-18,8 MJ/Kg y el estiércol de animales entre 21,3- 22,6 MJ/Kg. [5]

#### 3.2.2 Biomasa Cañera.

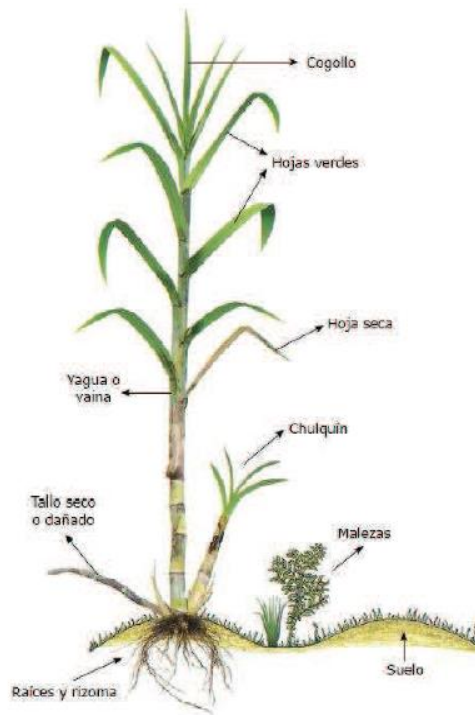
En Colombia, como en los demás países azucareros, se viene observando con mucho interés el uso del residuo agrícola de la cosecha de la caña de azúcar (RAC) como biomasa para aprovechamiento energético debido a su poder calorífico en base seca, el cual es de 19274 KJ/Kg aunque el poder calorífico útil teniendo en cuenta la humedad disminuye alrededor de (6285 KJ/Kg aproximadamente). [6]

Después de la cosecha de caña en el campo quedan residuos conocidos como RAC (residuo agrícola de cosecha) estos residuos están compuestos principalmente de hojas, chulquines y cogollos (ver **Figura 2**), el manejo de estos residuos se hace mediante la quema controlada permitida por la ley (decreto No 948 de 1995, decreto No 4296 de 2004 y resolución No 532 de 2005) para que se facilite el corte y el levantamiento de la caña, pero estas quemas están prohibidas para ciertos lugares, por esto los residuos frescos aumentan. Estos residuos

ayudan a la fertilización del suelo pero en temporadas de lluvias, los residuos se descomponen y pudren las semillas impidiendo la germinación de la caña otro problema es que la aglomeración de los residuos dificulta la nivelación de los lotes, taponan los surcos y que afecta el riego.

En el campo se pueden encontrar entre 50 y 70 toneladas/hectárea de residuos como se muestra en la **Figura 3** (este valor se reduce a la mitad en caña quemada) con un porcentaje de humedad entre 50 y 75 por ciento. [8]

**Figura 2.** Partes de la Caña de azúcar



**Fuente:** [8]

**Figura 3.** Residuos de Cosecha en el campo



Cuando se hace cosecha mecánica las máquinas utilizadas no tienen la capacidad de remover todos los residuos de la caña y estos son llevados a los ingenios **Figura 4**, los cuales tienen que construir sistemas de limpieza para remover los RAC ya que si no lo hacen afectan la producción del azúcar, cuando se hace esta limpieza se generan gran cantidad de residuos, alrededor del 10% del total de caña por corte mecánico que entra al ingenio que podrían ser aprovechados en la generación de gas por medio de la gasificación. [8]

**Figura 4.** Residuos de cosecha que ingresan a los ingenios





### 3.3 Procesos Termoquímicos de la Biomasa.

La biomasa se puede transformar mediante procesos termoquímicos, entre los más típicos están la combustión, pirólisis y gasificación, estos tres difieren en la porción de oxígeno y temperatura necesaria para la conversión.

#### 3.3.1 Combustión.

La combustión es el proceso final de la conversión termoquímica en donde se alcanza la mayor temperatura por encima de los 2000 °C y donde la relación de aire-combustible permite que todo el hidrógeno y el carbono de la biomasa se quemen produciendo así CO<sub>2</sub> H<sub>2</sub>O y gases de combustión o humos. En este proceso toda la biomasa se destruye térmicamente para producir calor, y es un punto de referencia muy importante para los otros procesos como la gasificación y la pirólisis. [12]

#### 3.3.2 Pirólisis.

Funciona a una temperatura de 450 a 600 °C con una fuente externa de calor para producir un gas rico inflamable además de carbono libre (entre 20 a 30 % cenizas minerales), este gas puede ser quemado o convertido en un gas de síntesis en un segundo proceso por el vapor o la reforma de oxígeno, el carbono (ceniza) puede ser utilizado para alimentar el proceso o como fertilizantes. Desafortunadamente el 30% del producto es alquitrán de baja temperatura el cual se debe limpiar ya que este al solidificarse produciría taponamientos en tuberías o en los recipientes de almacenamiento. [12]

#### 3.3.3 Gasificación.

Se denomina gasificación al conjunto de reacciones termoquímicas que se producen en un ambiente pobre en oxígeno, y que da como resultado la transformación de un sólido en una serie de gases que se pueden utilizar en una caldera, turbina o motor, siendo tratados previamente, en el proceso de gasificación la celulosa se transforma en hidrocarburos más ligeros, incluso en monóxido de carbono e hidrogeno, esta mezcla de gases llamada gas de síntesis, tiene un poder calorífico inferior, equivalente a la sexta parte del poder calorífico del gas natural cuando se emplea el aire como agente gasificante. [7]

### Reacciones en la gasificación: [13]

- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| – Reacciones heterogéneas | $C + CO_2 = 2CO$         |
|                           | $C + H_2O = CO + H_2$    |
|                           | $C + 2H_2 = CH_4$        |
| – Reacciones homogéneas   | $CO + H_2O = CO + H_2$   |
|                           | $CO_2 + H_2 = CO + H_2O$ |

### Composición del gas

#### Composición química (gas pobre).

- |                         |                     |
|-------------------------|---------------------|
| – $CO_2$ (~ 1 % a 15 %) | Gas carbónico       |
| – $CO$ (~ 20 % a 30 %)  | Monóxido de carbono |
| – $CH_4$ (~ 1 % a 5 %)  | Metano              |
| – $H_2$ (~ 4 % a 20 %)  | Hidrógeno           |
| – $N_2$ (~ 50 % a 65 %) | Nitrógeno           |

#### Presencia de otros componentes:

- Alquitrán
- Particulado
- Agua

### 3.4 Proceso de la gasificación.

En el proceso de gasificación tienen lugar una gran variedad de reacciones cuyo orden e importancia relativa dependen de las condiciones de operación y del agente gasificante utilizado, pero que pueden agruparse en tres bloques o etapas en los que conceptualmente puede dividirse un proceso de gasificación:

**Pirólisis o descomposición térmica**, en la que mediante calor, el sólido original se descompone en una mezcla sólido, líquido y gas, al sólido originado en esta etapa se le suele denominar Char y Tar a los líquidos, debido a la presencia mayoritaria de alquitranes y vapores condensables. [14]

Puede incluirse aquí el proceso de secado que tiene lugar al entrar la biomasa al gasificador. En este proceso el agua contenida en la biomasa es removida a una temperatura superior a los 100 °C aunque este proceso no implica ninguna reacción química.

**Oxidación o combustión**. Tiene lugar cuando el agente gasificante es un oxidante como oxígeno o aire e implica el conjunto de reacciones de oxidación, tanto homogéneas como heterogéneas, fundamentalmente exotérmicas, mediante las que se genera el calor necesario para que el proceso se mantenga. [14] Este procedimiento se realiza entre 700-2000 °C. [2]

**Reducción o gasificación**. La constituyen las reacciones sólido-gas o en fase gas, mediante las que el sólido remanente se convierte en gas. Se trata de reacciones fundamentalmente endotérmicas, algunas de las cuales tienen lugar en muy poca extensión, o solo tienen lugar en determinadas condiciones, como ocurre con algunas reacciones de hidrogenación y/o reformado.

Las etapas de oxidación y reducción pueden considerarse conjuntamente en una sola etapa de gasificación en la que tienen lugar todo tipo de reacciones posibles entre el char y la mezcla gaseosa presente.

#### 3.4.1 Factores de operación.

Existen una serie de factores que influyen en el proceso de gasificación, pudiendo distinguirse entre los que se refieren al modo de operación y al sólido gasificado, a los que son inherentes al diseño del gasificador y de los equipos auxiliares. Se irán examinando estos grupos de factores uno a uno. [14]

##### 3.4.1.1 Temperatura.

La temperatura es un parámetro importante en todas las etapas, y por tanto en el rendimiento final del proceso. En concreto, las proporciones entre char y gas en los productos de pirólisis dependen estrechamente de la velocidad de calentamiento y de la temperatura final alcanzada. Como idea general puede decirse que a altas velocidades de calentamiento y alta temperatura final se produce mayoritariamente gas, mientras que a temperaturas finales y velocidades de calentamiento menores se producen mayoritariamente líquidos o sólidos.

En la etapa de gasificación propiamente dicha, dada la reversibilidad de la mayoría de las reacciones, la temperatura influye en los equilibrios de reacción. En general para distintos combustibles puede decirse que el aumento de temperatura favorece el aumento del contenido en el gas producto de  $H_2$  y  $CO$  en detrimento del  $CH_4$  y del  $H_2O$ . [14]

#### 3.4.1.2 Presión

En general el aumento de la presión desfavorece las reacciones de gasificación, aumentando las proporciones de hidrocarburos y alquitranes. Los gasificadores de lecho móvil suelen trabajar a presión atmosférica y los de lecho fluidizado suelen trabajar a presión, alcanzándose hasta los 30 bares en algunos casos. [14]

#### 3.4.1.3 Relación agente gasificante/combustible

Es uno de los parámetros más importantes en la gasificación, especialmente cuando está se autoabastece energéticamente mediante la oxidación parcial, con aire u oxígeno.

Valores excesivamente bajos de este parámetro pueden no generar la cantidad suficiente de energía para mantener el proceso en las condiciones adecuadas, produciéndose una disminución del rendimiento. Por otro lado, cuando el agente gasificante es aire, existe además un efecto de dilución por parte del  $N_2$ . Por ello hay un valor óptimo de la relación gasificante/combustible para cada proceso, que depende básicamente de la composición de la biomasa gasificada.

Así se conjuga, por un lado el aumento de temperatura que produce una disminución de la proporción de residuo sólido y condensables generados en la etapa de pirólisis, y por otro la disminución de la calidad del gas. [14]

Existen otros factores dependientes del residuo gasificado y que se deben tener en cuenta para la gasificación como son: Análisis elemental, Análisis Inmediato, Poder calorífico, Humedad, Tamaño y características de partícula. [14]

### 3.4.2 Factores dependientes del residuo gasificado.

#### 3.4.2.1 Análisis elemental

El contenido en Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Azufre, Cloro y Oxígeno. Influye en la proporción agente gasificante/residuo óptima, además de delimitar la producción de contaminantes del tipo de óxidos de Nitrógeno y/o Azufre, o de Cloruro de Hidrógeno. [14]

#### **3.4.2.2 Análisis inmediato**

Arroja el contenido en cenizas, material volátil y carbono fijo. El material volátil será el que abandona el sólido durante un proceso de pirólisis. El carbono fijo y las cenizas constituirían el sólido residual. El contenido en cenizas proporciona la cantidad de sólidos que será necesario retirar del gasificador por unidad de masa procesada. Aunque se han gasificado residuos con hasta un 24% de cenizas, no es deseable sobrepasar un contenido del 10 %. Estas cenizas se han de retirar del gasificador para evitar su acumulación. En los gasificadores de lecho móvil esto se hace extrayéndolas por la parte inferior, y en los de lecho fluidizado la velocidad del gas ha de garantizar el arrastre de las cenizas.

Propiedad importante de las cenizas es su punto de fusión. Si este se sobrepasa se pueden formar escorias que obstruyan los equipos. Así mismo, las cenizas, al ser inertes, no intervienen en los equilibrios químicos de las reacciones de gasificación, pero pueden tener un efecto catalítico acelerando la reacción de gasificación del residuo carbonoso con vapor de agua, especialmente al existir óxidos metálicos como  $K_2O$ ,  $CaO$ ,  $MgO$ ,  $P_2O_5$ , etc. [14]

#### **3.4.2.3 Poder Calorífico**

Puede indicarse el superior o el inferior. Es el parámetro que determina la máxima energía aprovechable de un residuo desde el punto de vista de su uso como combustible. [14]

#### **3.4.2.4 Tamaño y características de partícula**

Hay que tener presente que en el proceso va a tener lugar un calentamiento de las partículas, la difusión de reactivos hacia la partícula y de productos desde esta hacia el medio gaseoso que la rodea, y reacciones sólido-gas en la superficie sólida. Por esto el tamaño de partícula influye en el tiempo necesario para que el proceso tenga lugar y en el volumen de reactor adecuado para ello. En el caso de los lechos fluidos este parámetro incide además sobre la velocidad mínima de fluidización. Para variar el tamaño de partícula se pueden considerar la densificación y la molienda, pero estas posibilidades incurren en unos costes adicionales.

Por otro lado residuos poco densos pueden crear problemas de formación de canalizaciones preferenciales o dificultar la fluidización. En los lechos fijos pueden crearse problemas de pérdida de carga y el colapso del movimiento del lecho, dependiendo de la forma de las partículas. [14]

#### 3.4.2.5 Humedad

Influye sobre la viabilidad del proceso. Influye sobre el balance térmico del proceso pues una parte del calor producido debe utilizarse para evaporar esa cantidad de agua. También influye sobre la composición del gas de salida, incluso desplazando algunas reacciones. En general se aceptan humedades de entre 10 y 20 % para lechos móviles y hasta el 40 % para lechos fluidos. [14]

### 3.5 Tipos de gasificadores.

En el momento existen muchos tipos de gasificadores de acuerdo a la tecnología de gasificación y los requerimientos, en cuanto a las tecnologías de gasificación existen gasificadores de *lecho fijo* que tienen una zona de reacción estacionaria típicamente soportada por una rejilla y se alimentan por la parte superior del reactor. Pueden ser diseñados en configuración updraft, downdraft, son los más sencillos de diseñar y operar y se utilizan para requerimientos de pequeña y media escala con requerimientos térmicos de pocos Mega Watts. [15], [14]

En la tecnología de gasificación de lecho fluidizado se utiliza un gas (aire, oxígeno, vapor y otros) para fluidizar el material del lecho, esto le da una de las ventajas más importantes ya que se consigue la uniformidad en la distribución de temperatura en el lecho, puesto que el movimiento de las partículas favorece un mejor contacto gas-sólido, propiciando un mejor mezclado. Dentro de esta clasificación, se pueden encontrar gasificadores de lecho fluidizado burbujeante y de lecho fluidizado circulante. [15], [14]

#### 3.5.1 Gasificador Updraft

En el gasificador Updraft, o de contracorriente **Figura 5 (a)**, la biomasa y el gas se mueven en sentidos contrarios, normalmente la biomasa desciende y el gas asciende.

La biomasa que entra al gasificador por lo general tiene el siguiente proceso, primero aumenta su temperatura al encontrarse con los gases calientes de la zona baja del gasificador, a medida que la biomasa desciende en el lecho se va calentando y al alcanzar mayores temperaturas comienza el proceso de pirólisis generando gases que ascienden a la salida del reactor, la biomasa continua descendiendo como char y se encuentra con los gases de combustión y el oxígeno los cuales son necesarios para mantener térmicamente el proceso, en este lugar se producen reacciones de oxidación y reducción entre el char y los gases con lo que el gas producido en esta zona se mezcla con los gases producidos en la zona de pirólisis componiendo así el gas que sale del gasificador.

Este gasificador es de fácil construcción y operación y su eficacia térmica es alta. La baja temperatura de salida del gas, un gas adecuado para combustión directa, es otra ventaja. El principal inconveniente es que el gas producido contiene los alquitranes y condensables producidos en el proceso de pirólisis inicial de las partículas, por lo que el proceso de limpieza del gas puede volverse tecnológicamente complejo y económicamente costoso.

### 3.5.2 Gasificador Downdraft.

En el gasificador en lecho móvil en corrientes paralelas **Figura 5 (b)**, la biomasa y el gas se mueven en el mismo sentido, normalmente descendente, de ahí el nombre de downdraft.

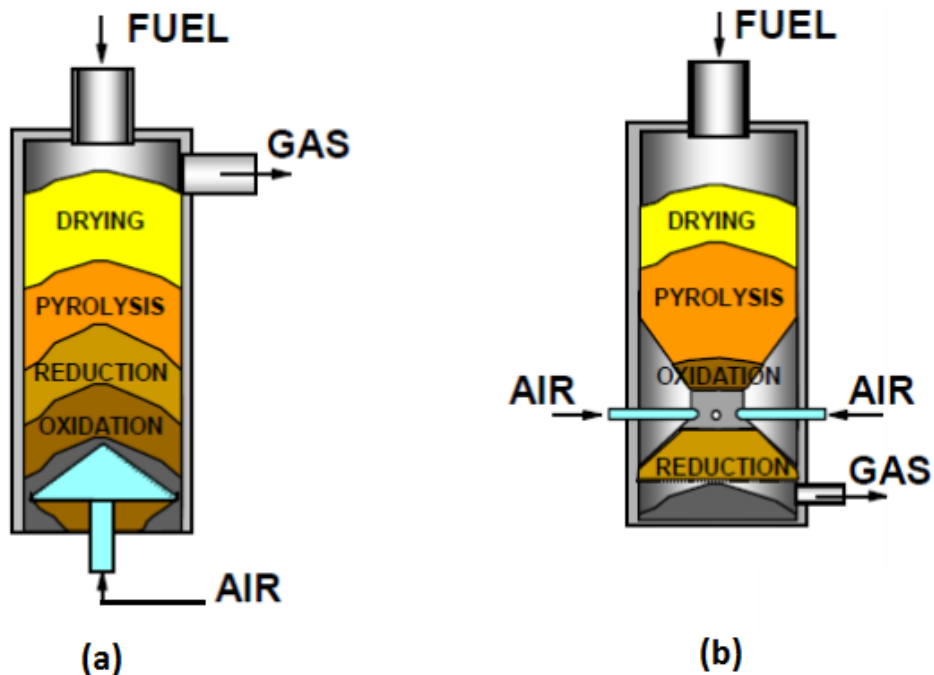
La biomasa que entra al gasificador por la parte superior sufre los procesos de secado y pirólisis sucesivamente al someterse a un aumento elevado de temperatura debido fundamentalmente a la conducción de calor o radiación a temperaturas lo bastante altas, desde la parte inferior, en la que se está generando mediante la combustión parcial de los productos que allí llegan.

Gases y char, descienden hasta la zona de oxidación donde, con el oxígeno introducido, se proporciona la energía necesaria para mantener térmicamente el proceso. Esto quiere decir que es así como se provoca el perfil de temperaturas de la parte superior del reactor, y aumenta el calor sensible y temperatura de los productos que continúan su camino descendente.

Al haber sufrido estos cambios en calor sensible y temperatura, aun cuando cesa el aporte de oxígeno y se entra por tanto en una zona de reducción, los productos continúan reaccionando entre sí en, lo que da como resultado una disminución de la temperatura, y un incremento de la cantidad y calidad del gas producido.

Este gasificador es de fácil construcción y operación La principal ventaja de este tipo de gasificador es la de producir un gas relativamente limpio de alquitranes, aunque a una temperatura más alta que el updraft. Sin embargo no es muy apto para trabajar con sólidos de una humedad elevada. [14]

**Figura 5.** Esquema gasificadores lecho fijo (a) Updraft, (b) Downdraft



Fuente: [16]

### 3.5.3 Gasificadores de lecho fluidizado.

Los gasificadores de lecho fluidizado se destacan por su excelente mezcla y uniformidad en temperatura. Un lecho fluidizado está hecho de sólidos granulares, llamados materiales del lecho, que se mantienen en una condición semi-suspendida (estado fluidizado) por el paso del medio de gasificación a través de ellos a velocidades apropiadas.

La excelente mezcla gas-sólido y la gran inercia térmica de la cama hacen de este tipo de gasificador relativamente insensible a la calidad del combustible, además la uniformidad de la temperatura reduce en gran medida el riesgo de aglomeración de combustible, El esquema general del gasificador de lecho fluidizado se presenta en la **Figura 6 (a)**.

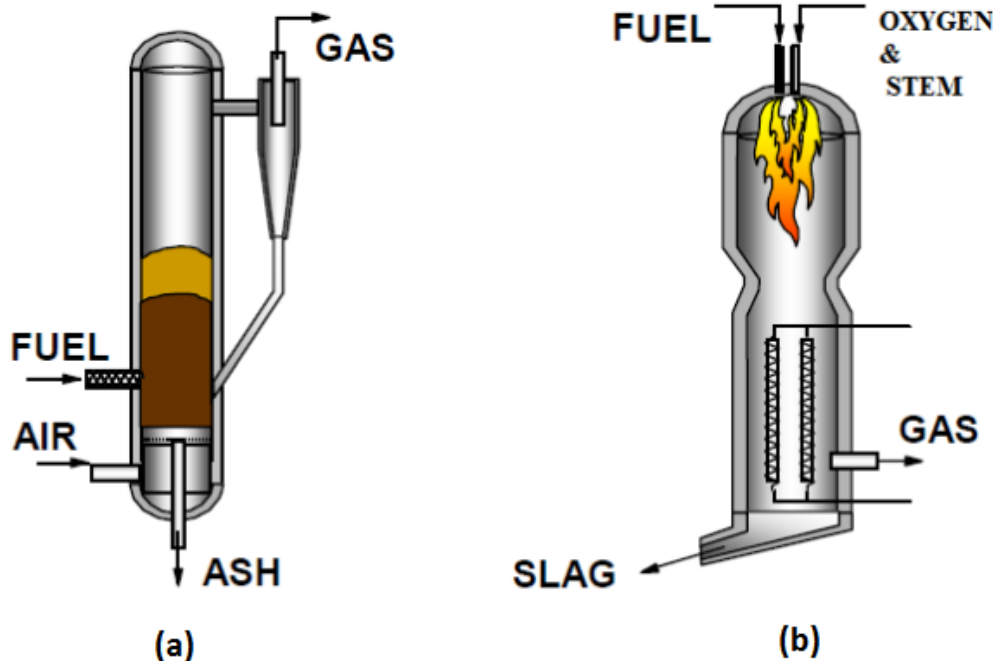


### 3.5.4 Gasificadores de flujo arrastrado

Este tipo de gasificador es el más exitoso y ampliamente utilizado para la gasificación a gran escala de carbón, coque de petróleo y residuos de refinería. Es ideal para la mayoría de los tipos de carbón, excepto carbón de bajo rango, al igual que el lignito y la biomasa por su gran contenido de humedad, tampoco es adecuado para el carbón con alto contenido de ceniza porque la eficiencia del gas frío disminuye con el aumento del contenido de cenizas.

La conveniencia de la gasificación de flujo arrastrado para la biomasa es cuestionable por numerosas razones, debido a que el tiempo de residencia en reactores de flujo arrastrado es muy corto (unos cuantos segundos), el combustible debe ser muy fino y es difícil moler la biomasa fibrosa en tales partículas finas. Para la biomasa con CaO pero no alcalino, el punto de fusión de ceniza es alto y por lo tanto tiene un requisito de oxígeno mayor. El punto de fusión de las cenizas de la biomasa con un alto contenido de álcali es mucho menor que la de carbón. Esto reduce el oxígeno necesario para elevar la temperatura de la ceniza por encima de su punto de fusión. Sin embargo, las cenizas fundidas de biomasa son altamente agresivas y acortan considerablemente la vida del revestimiento refractario del gasificador, en la **Figura 6 (b)**, se muestra el esquema del gasificador de flujo arrastrado.

**Figura 6.** Gasificador de lecho Fluidizado(a), Gasificador de flujo arrastrado (b)



Fuente: [15]

### 3.6 Antecedentes de la investigación.

Este trabajo está inmerso en el proyecto del Centro de Investigación de la caña de azúcar de Colombia, (CENICAÑA) el cual lleva por título; **“Optimización de los sistemas de cogeneración en la industria sucroenergética colombiana bajo un marco ambientalmente sostenible”**, el tema de investigación se centra, principalmente, en la planificación de la gestión técnico-económica óptima, desde la modernización virtual, de una planta de producción de la industria azucarera, que hace uso de la cogeneración a altas presiones y temperaturas de vapor y mayores requerimientos de la calidad del fluido, a fin de lograr estándares de operación más apropiados, otorgando la relevancia del caso al entorno ambiental. [17]

Como parte del proyecto se exploran las tecnologías de pirólisis y gasificación aplicados a los residuos de cosecha de caña, para evaluar si es una fuente promisoría de energía primaria para disminuir el uso de combustibles fósiles en el proceso, comparado con la combustión del bagazo. [17]

Para cumplir con los objetivos del proyecto CENICAÑA trabaja en conjunto con La Universidad del Valle por medio de Trabajos de grado tanto de pregrado y maestría y específicamente en la transformación termoquímica de la biomasa se han desarrollado los siguientes trabajos:

#### 3.6.1 Diseño de un Equipo para Investigación en Gasificación de Biomasa-Carlos Alberto Matilla Dediego-Universidad del valle.

El ingeniero Carlos Matilla desarrolló un proyecto centrado en el diseño de un equipo para la gasificación del residuo agrícola de la cosecha de caña de azúcar, que se compone principalmente de hojas y cogollos por su abundancia en la región y porque sus características (baja densidad y difícil manejo) lo que lo hicieron interesante para caso de estudio, fue una investigación conjunta en conversión termoquímica realizada por el grupo de investigación en mejoramiento industrial GIMI de la escuela de ingeniería Mecánica de la Universidad del Valle y el programa de Procesos de Fábrica de CENICAÑA. De esta tesis de grado se obtuvo el diseño del equipo el cual es un cilindro hueco sellado alimentado por una tolva y por un tornillo de transporte de masa con paso variable para lograr comprimir la biomasa, además el gasificador está dividido en 4 zonas importantes donde se llevara a cabo el proceso las cuales son zona de secado, zona de pirólisis, zona de gasificación y zona de combustión, de la zona de pirólisis se tiene un conducto con un eyector del cual se extrae gas de este proceso el cual realimenta la zona de combustión, y de la zona de gasificación se tiene otro conducto con su respectivo eyector por donde se extrae el gas útil para el estudio [8].

### 3.6.2 Pirólisis de Residuos de Cosecha de Caña de Azúcar (RAC) Como Alternativa de Aprovechamiento en Procesos de Cogeneración- Diego Cobo- Universidad del Valle.

En la tesis de maestría del Ingeniero Diego Cobo, el objetivo principal fue determinar el potencial de aplicación de la ruta termoquímica de la pirólisis, a la biomasa residual de cosecha de caña de azúcar (RAC), particularmente en los esquemas de cogeneración actuales de los ingenios azucareros en Colombia. Para lograr su objetivo diseñó y construyó un micro-pirólizador alimentado por un tornillo transportador de paso variable. [18]

### 3.6.3 Diseño y Construcción de un Banco de Pruebas para Procesos Termoquímicos de Transformación de Biomasa (Residuos de cosecha de caña)

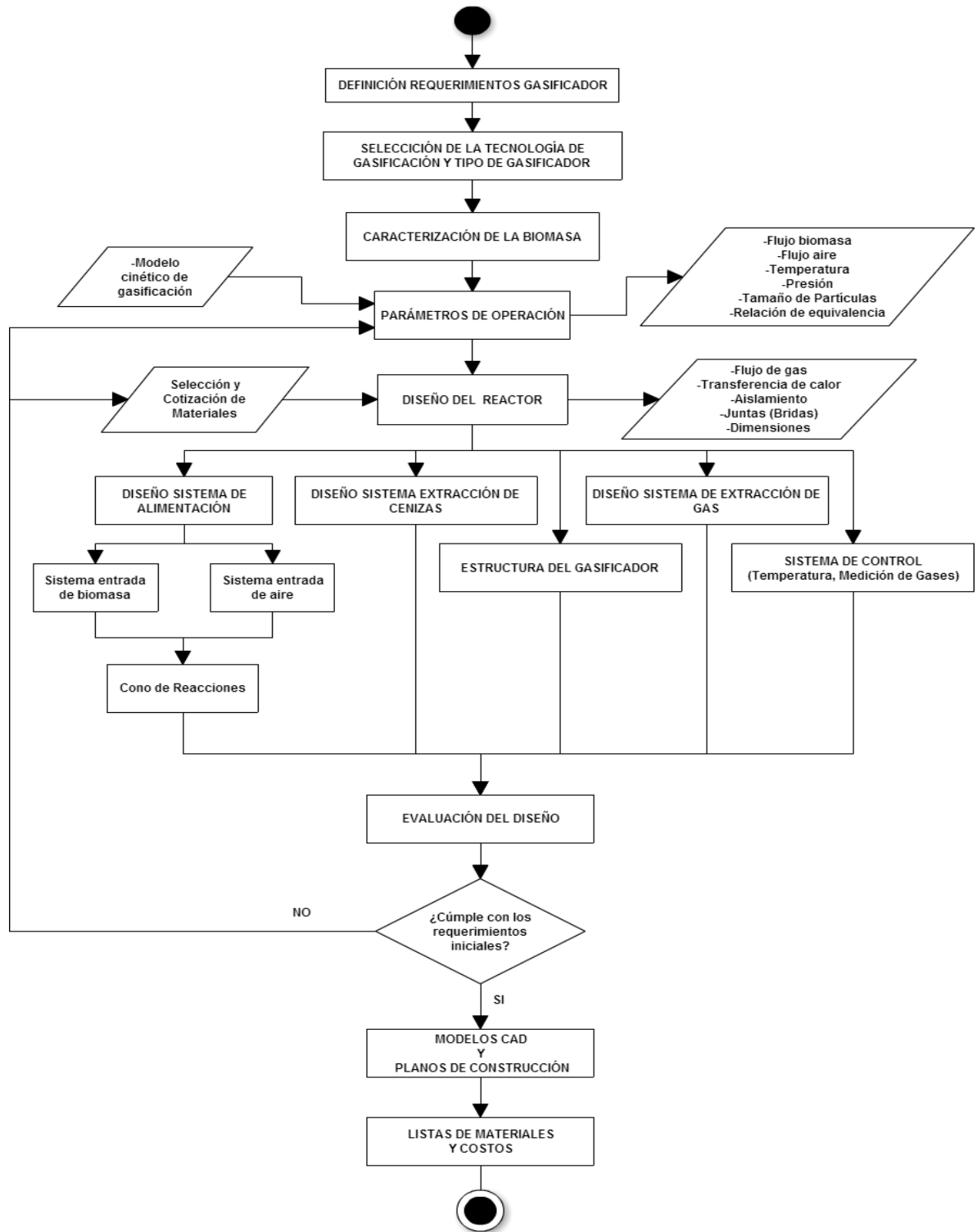
Este trabajo fue realizado por el Ingeniero Julián David Montes, el cual diseñó y construyó un banco de pruebas para evaluar a escala piloto los procesos termoquímicos de transformación de biomasa, para caracterizar el gas pobre obtenido a diferentes condiciones de operación del proceso termoquímico y a diferentes características físicas de la biomasa, como son: tiempo de residencia, temperatura del reactor, consumos energéticos, humedad y tamaño de partícula de la biomasa. El banco de pruebas también permite evaluar los rendimientos de los productos (char, líquido y gas pobre) por medio de un balance de masas a diferentes condiciones de operación del reactor. [19].

En las pruebas experimentales con el banco de pruebas, logró determinar la composición química del gas pobre y los rendimientos máxicos de los productos para una temperatura de operación de 497.55 °C, un tiempo de residencia de la biomasa en el reactor de 18.95 segundos y unas características físicas de la biomasa determinadas. Además, a partir de un balance de masa y energía calculó las pérdidas por desfragmentación de la biomasa y el rendimiento energético del proceso [19].

## 4 PROCESO DE DISEÑO

A continuación se detalla el proceso de diseño del gasificador, como se muestra en el diagrama de flujo de la **Figura 7**; se inició con la selección de la tecnología y el tipo de gasificador seguido de la caracterización de la biomasa, luego se definieron los parámetros de operación teniendo en cuenta el modelo cinético de las reacciones de gasificación y haciendo pruebas experimentales, con los parámetros definidos se procedió al diseño del reactor y los demás componentes del gasificador, finalmente se obtienen los planos del diseño junto con la lista de materiales y los costos de dichos materiales sin mano de obra.

**Figura 7.** Diagrama de flujo diseño del gasificador



#### 4.1 Proceso de selección de la tecnología de gasificación y el tipo de gasificador.

Primero se definieron los requerimientos del gasificador para poder seleccionar un tipo de gasificador que se adapte a las necesidades.

##### 4.1.1 Requerimientos generales del microgasificador.

- Equipo exploratorio para gasificar residuos de cosecha de caña
- Gasificar alrededor de 1 Kg/h de residuos de cosecha de caña.
- El gas producto para combustión directamente en una caldera.
- Diseño simple para facilitar la construcción.
- Economía en su fabricación.

Con los requerimientos ya definidos se procede a describir y comparar las tecnologías de gasificación y los tipos de gasificadores.

##### 4.1.2 Evaluación y selección de la tecnología y el tipo de gasificador

###### **Tecnologías de gasificación.**

En la **Tabla 1**, se presenta un cuadro comparativo de las ventajas y desventajas de cada una de las tecnologías de gasificación.

**Tabla 1. Cuadro comparativo de ventajas y desventajas de las tecnologías de gasificación**

<i><b>Tecnología de gasificación</b></i>	<i><b>Ventajas</b></i>	<i><b>Desventajas</b></i>
<i><b>Lecho fijo</b></i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Poco material particulado en el gas.</li> <li>▪ Económico</li> <li>▪ Fácil de operar</li> <li>▪ Diseño sencillo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Alto contenido de alquitrán</li> <li>▪ Solo para aplicaciones de pequeña y media escala.</li> <li>▪ Produce gas de baja energía.</li> <li>▪ Necesita densificar la biomasa previamente a su alimentación.</li> </ul>
<i><b>Lecho fluidizado</b></i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Mayor eficiencia térmica.</li> <li>▪ Para aplicaciones de media y alta escala.</li> <li>▪ Buen control de temperaturas</li> <li>▪ Mayor capacidad.</li> <li>▪ Poco alquitrán en el gas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Diseños más complejos.</li> <li>▪ Alto contenido de material particulado en el gas.</li> <li>▪ Necesidad de densificar la biomasa previamente a su alimentación.</li> <li>▪ Mayor costo de implementación.</li> </ul>

Fuente: [14], [20], [15]

Los requerimientos se compararon con la **Tabla 1** y se seleccionó la tecnología de gasificación de lecho fijo, ya que es para una tecnología para pequeña escala, los gasificadores son de diseño sencillo, fácil operación y económicos, además el gas producto posee poco material particulado lo que lo hace adecuado para ser quemado directamente.

Descartando los gasificadores de lecho fluidizado, se pasa a describir los gasificadores de lecho fijo, a continuación en la **Tabla 2**, se muestran las ventajas y desventajas de estos tipos de gasificadores.

**Tabla 2. Cuadro comparativo de ventajas y desventajas de los tipos de gasificadores.**

<i><b>Tipo de gasificador</b></i>	<i><b>Ventajas</b></i>	<i><b>Desventajas</b></i>
<i><b>Lecho fijo updraft</b></i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Alta eficacia</li> <li>▪ Fácil construcción</li> <li>▪ Fácil operación</li> <li>▪ Gas adecuado para combustión directa.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Mucho alquitrán en el gas.</li> <li>▪ El proceso de limpieza del gas es difícil y puede ser costoso.</li> </ul>
<i><b>Lecho fijo downdraft</b></i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Fácil construcción y operación.</li> <li>▪ Menor cantidad de alquitrán.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Difícil escalado</li> <li>▪ No es apto para trabajar con sólidos que tengan alta humedad.</li> </ul>

Fuente: [14], [20], [15]

Según la **Tabla 2** se seleccionó el gasificador updraft, de este obtiene un gas de baja temperatura que puede ser quemado directamente, por ser de lecho fijo tiene un diseño sencillo y de fácil operación.

Después de seleccionar la tecnología y tipo de gasificador se pasa a describir una tecnología de gasificación que sirvió como referencia para el diseño del equipo, se trata de un gasificador en configuración updraft de la empresa Nexterra Sytems Corp.

#### 4.1.3 Tecnología de gasificación Nexterra.

Nexterra Systems Corp. es una empresa privada creada en abril de 2003 que es de propiedad mayoritaria de Tándem Expansión Fondo y BDC Fondo de Capital Riesgo. Nexterra tiene su sede en Vancouver, BC, Canadá y es una empresa líder en la fabricación en la escala de planta de sistemas de gasificación de energía a partir de residuos para la producción de energía limpia, renovable de calor y electricidad. La compañía ofrece una tecnología de gasificación probada con más de 150.000 horas de operación comercial y el tiempo de actividad de más del 90%. La tecnología central de Nexterra es un sistema de gasificación de lecho fijo en configuración updraft. Estos sistemas varían en la salida de 2-40 MWt y 2 - 15 MW eléctrico, en la **Figura 8**, se muestra el gasificador Nexterra [1].

**Figura 8.** Gasificador Nexterra



Fuente: [1]

## **Funcionamiento.**

### **1 Combustible y sistema de alimentación**

El recipiente de medición proporciona almacenamiento de combustible a corto plazo y asegura un suministro constante de combustible hacia el gasificador. El combustible es transportado por una barrena horizontal de la bandeja de medición a un sinfín vertical que empuja el combustible en la base de la pila de combustible en el interior del gasificador [1].

### **2 gasificador**

Dentro del gasificador, el combustible se mueve a través de etapas progresivas de secado, pirólisis, gasificación y la reducción a cenizas. El aire de combustión está entre el (20 - 30% del estequiométrico), se introducen vapor y / o el oxígeno a través del cono interior y en la base de la pila de combustible. La oxidación parcial, la pirólisis y la gasificación se producen a 1500 - 1800 ° F (815-980 °C) y el combustible se convierte en "syngas" y cenizas incombustibles. Las temperaturas de combustión en la pila de combustible están



estrechamente controlados y mantenidos por debajo de las temperaturas de fusión de ceniza para asegurarse de que no hay formación de "clinker" y que la ceniza fluye libremente. [1].

### 3 Evacuación de cenizas automática

A medida que el combustible se procesa en el sistema se reduce a cenizas incombustibles. La ceniza migra a la rejilla en la base del gasificador donde se elimina intermitentemente a través de un conjunto de aberturas. Cuando se activa hidráulicamente, la parrilla giratoria se abre y la ceniza cae en dos tolvas de cenizas. Cada tolva de cenizas tiene dos sinfines paralelas para transmitir las cenizas a un transportador de recogida y una bandeja de ceniza cerrada. [1].

### 4 Gas de síntesis

El gas de síntesis sale del gasificador a 500-700 °F (260-370 °C). El gas de síntesis se pueden quemar en un monobloc oxidante y los gases de combustión resultantes se utilizan para calentar equipos de recuperación (por ejemplo, calderas, calentadores de aceite térmico, intercambiadores de calor aire-aire), también se pueden quemar directamente en calderas u hornos industriales, o pueden ser limpiados para utilizarse en motores de combustión interna o la producción de los gases de mayor valor y productos químicos [1].

#### 4.2 Caracterización residuos de cosecha de caña de azúcar.

A continuación se detallan las características de los residuos de cosecha de caña, en la **Tabla 3** se muestra el poder calorífico de los RAC y del bagazo, en la **Tabla 4** y **Tabla 5** se encuentra la composición elemental e inmediata de los RAC y del bagazo, y en la **Tabla 6** se entrega la densidad aparente de los RAC picados a diferentes tamaños la cual se encontró por un método experimental.

**Tabla 3. Principales características de los residuos de cosecha de caña y el bagazo.**

	Bagazo	RAC
PC base seca (KJ/Kg)	17156	16544
PC base húmeda (KJ/Kg)	8578	6949
Humedad (%)	50	58

Fuente: [6]

**Tabla 4. Composición elemental (base seca) del bagazo y los residuos de cosecha de caña**

Tipo de Biomasa	C	H	O	N	S	Cenizas
<b>RAC</b>	47,60%	5,60%	38,12%	0,43%	0,70%	7,55%
<b>Bagazo</b>	49,90%	5,80%	43,00%	0,33%	0,17%	0,80%

Fuente: [6], [21]

**Tabla 5. Composición inmediata (base seca) del bagazo y residuos de cosecha de caña.**

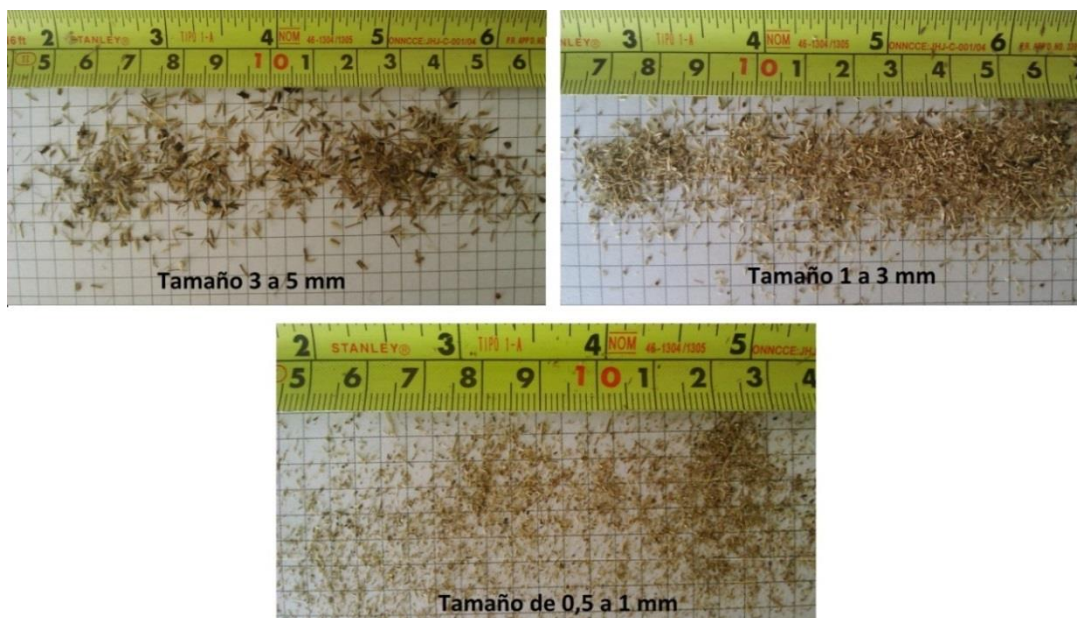
Tipo de biomasa	Volátiles	Cenizas	Carbón fijo
<b>RAC</b>	73,4%	7,5%	19,1%
<b>Bagazo</b>	87,3%	0,8%	11,9%

Fuente: [6], [21]

Los residuos de cosecha de caña RAC, a pesar de su gran atractivo por su poder calorífico tienen una baja densidad, alrededor de (25-40 kg/m<sup>3</sup>) para biomasa entera, es decir que no ha sido picada, la cual es significativamente menor comparado con la densidad de la madera (250-330 kg/m<sup>3</sup>) y la cascarilla de arroz (90-110 kg/m<sup>3</sup>) [8].

Para encontrar el valor de la densidad de la biomasa picada, se picaron los RAC a diferentes tamaños de partícula como se muestra en la **Figura 9** y se obtuvieron los valores de densidad aparente mostrados en la **Tabla 6**.

**Figura 9. Biomasa picada a diferentes tamaños de partícula.**



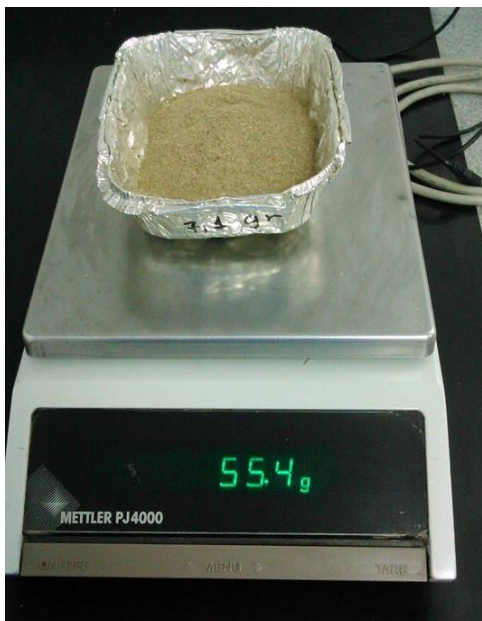
**Tabla 6.** Densidad aparente para la biomasa picada de acuerdo al tamaño de partícula.

Tamaño de Partícula (mm)	Densidad Aparente (kg/m3)
0,5 a 1,0	262
1,0 a 3,0	161
3,0 a 5,0	130

#### **Contenido de Humedad de la biomasa.**

El contenido de humedad de los residuos de cosecha se obtuvo tomando 5 muestras de 50 gramos y poniéndolas en un horno a 105 °C, se registró el peso de las muestras como se observa en la **Figura 10**, a 24, 48 y 72 horas, en los dos últimos registros no se presentó variación del peso, lo que evidenciaba que los residuos ya estaba completamente secos, el porcentaje promedio de humedad de las muestras fue **2,95 %**.

**Figura 10.** Determinación de la humedad de los RAC



#### 4.3 Parámetros de operación del microgasificador.

Para definir los parámetros de operación se condujeron una serie de pruebas experimentales para determinar el flujo másico de alimentación de biomasa y se utilizó el modelo cinético de la gasificación de biomasa desarrollado por Y. Wang y C. M. Kinoshita. [22] En este modelo se evaluaron los efectos de los siguientes parámetros en la gasificación de biomasa: (a) el tipo de agente gasificante, (b) el tiempo de residencia, (c) el tamaño de partícula char, (d) la temperatura, (e) la presión, (f) Relación de equivalencia y (g) la humedad. [22]

A continuación se describe detalladamente los parámetros de funcionamiento del microgasificador:

##### 4.3.1 Flujo másico de Biomasa.

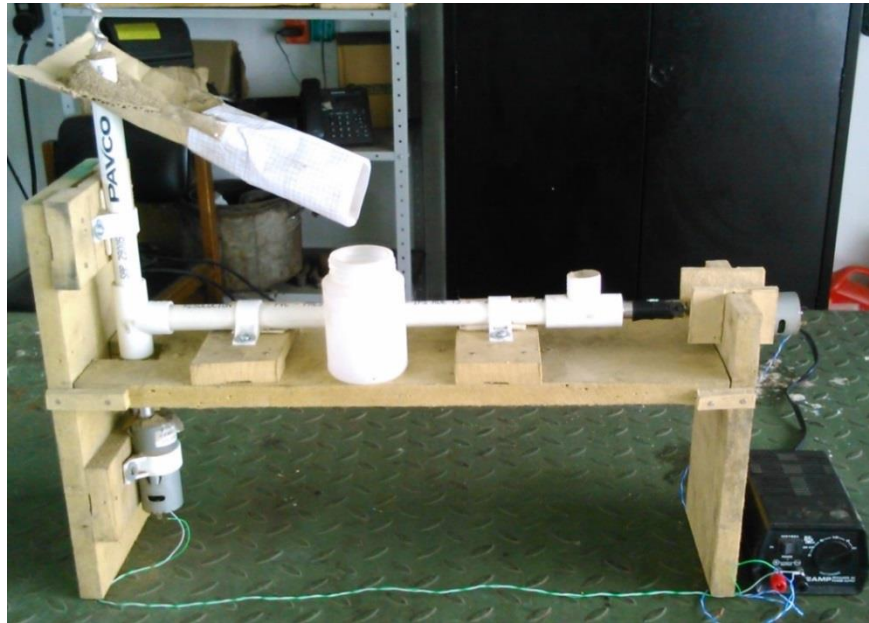
El sistema de alimentación de biomasa se tomó de acuerdo a la tecnología de gasificación Nexterra, donde se utilizan 2 tornillos alimentadores uno horizontal y otro vertical con el fin de formar una pila de biomasa semejante a un volcán.

Para encontrar el flujo másico de biomasa se construyó un prototipo como se muestra en la **Figura 11** y se realizaron pruebas de alimentación en la configuración mostrada a 3 velocidades de giro de los tornillos, las rpm se registraron con un tacómetro y los resultados de la pruebas de alimentación se muestran en la **Tabla 7**, el RAC utilizado para la prueba tenía una densidad aparente de 262 kg/m<sup>3</sup>.

**Tabla 7.** Pruebas de alimentación de biomasa.

Velocidad de los tornillos (rpm)	Flujo másico de alimentación (kg/h)
45.4	0.967
33.4	0.671
21.4	0.463

**Figura 11.** Prototipo sistema de alimentación



#### 4.3.2 Relación de equivalencia.

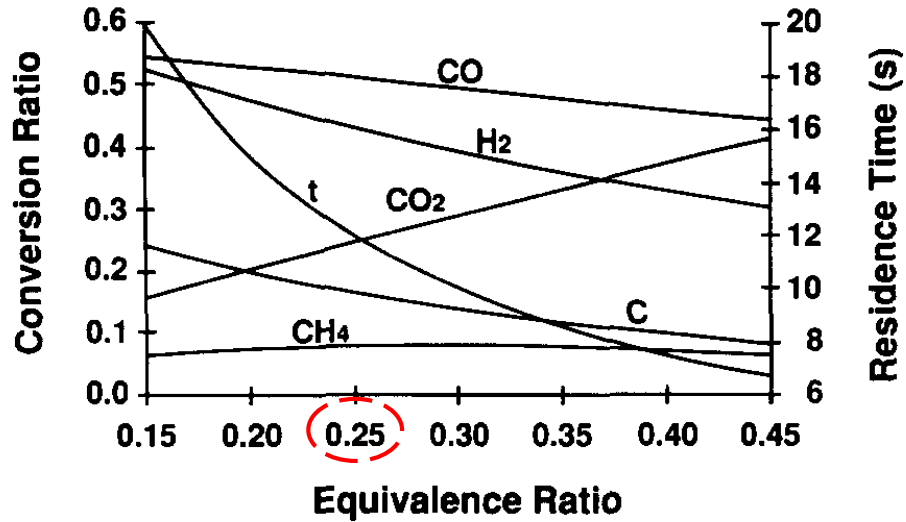
La relación de equivalencia (ER) % está definida como la relación aire-combustible alimentado entre la relación aire-combustible necesario para la combustión estequiométrica. [12]

$$\phi = \frac{(\text{aire} - \text{Combustible})_{\text{Alimentado}}}{(\text{aire} - \text{combustible})_{\text{Estequiométrico}}}$$

En la **Figura 12** se muestra la tasa de conversión de los productos de acuerdo a la relación de equivalencia, en esta se puede evidenciar que a mayor ER disminuye la conversión de CO, H<sub>2</sub> y el CH<sub>4</sub> y por el contrario aumenta la conversión de CO<sub>2</sub>, pero lo que se busca en la gasificación es obtener productos como el CO el H<sub>2</sub> y el CH<sub>4</sub> gases que son productos aprovechables y disminuir el CO<sub>2</sub>, por eso motivo se recomienda que la relación de equivalencia este entre 0.2 y 0.3, [22].

Se tomó el valor intermedio **ER=0,25** como parámetro de diseño ya que está dentro del rango recomendado.

**Figura 12.** Relación de equivalencia Vs Tasa de conversión y tiempo de residencia ( $T=800^{\circ}\text{C}$ ,  $P=1$  atm,  $T_p=1\text{mm}$ )

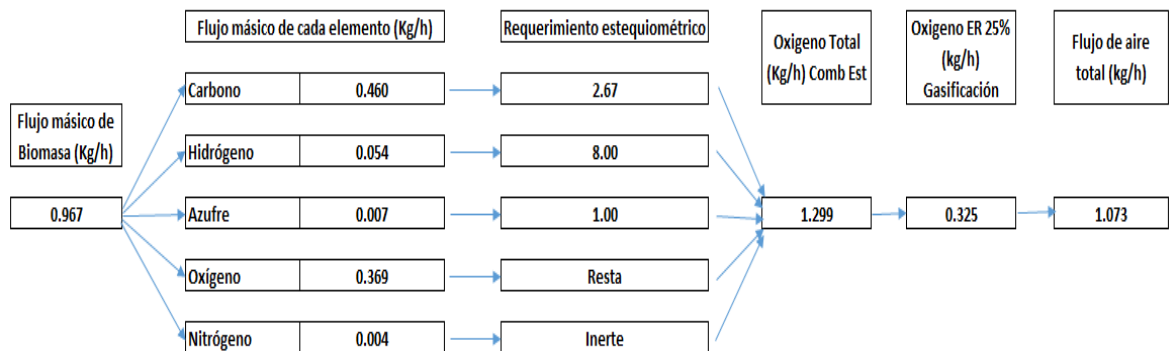


Fuente: [22]

#### 4.3.3 Flujo másico de aire requerido para gasificación.

La **Figura 13** muestra el proceso mediante el cual se obtuvo el flujo másico de aire para la gasificación utilizando las relaciones estequiométricas presentes en la combustión.

**Figura 13.** Flujo másico de aire requerido para la gasificación.



De la **Tabla 7** se tomó el mayor flujo másico obtenido en las pruebas de alimentación el cual fue 0,97 Kg/h, para una velocidad máxima de 45.4 rpm y se procede a hacer el análisis.

Con la composición elemental mostrada en la **Tabla 4**, se obtuvo el flujo másico de cada uno de los elementos que componen los RAC.

Luego se calculó la cantidad de oxígeno requerido para la combustión estequiométrica de cada uno de los elementos de acuerdo a su peso molar y teniendo en cuenta las siguientes relaciones estequiométricas:

- 12 Kg de Carbono reaccionan con 32 kg de oxígeno      Relación=32/12
- 2 kg de hidrogeno reaccionan con 16 Kg de oxígeno      Relación 16/2
- 32 Kg de azufre reaccionan con 32 Kg de oxígeno      Relación = 32/32
- El nitrógeno no reacciona.

De acuerdo a estas relaciones, se encontró la cantidad de oxígeno requerido para para combustión estequiométrica de cada uno de los elementos y se sumaron, obteniendo así el flujo másico de oxígeno total para combustión estequiométrica.

Como se mostró en la sección **(4.3.2)**, la relación oxígeno-combustible para gasificación es del 25% para este diseño, valor con el cual se obtuvo la cantidad de oxígeno necesario para la gasificación.

Finalmente se calculó la cantidad de aire total para la gasificación mediante la relación nitrógeno-oxígeno del aire que es 76/23 dando como resultado final un flujo másico de aire total igual a **1,073 Kg/h**, suficiente para gasificar **0,97 Kg/h** de biomasa.

#### 4.3.4 Tiempo de Residencia.

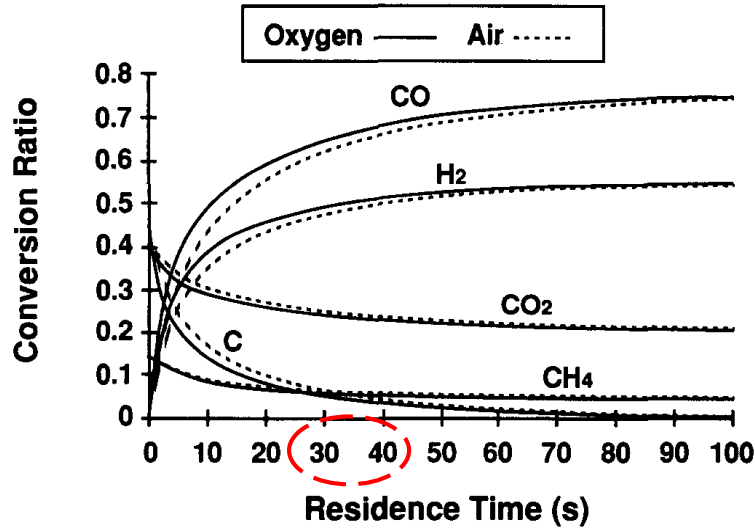
El tiempo de residencia es un parámetro muy importante en la conversión química de los productos de gasificación, la influencia está en que a un bajo tiempo de residencia los componentes de la biomasa como el carbono y el hidrogeno no alcanzan a reaccionar y a transformarse en los productos requeridos.

La **Figura 14** muestra simulaciones computacionales para variar el tiempo de residencia. Los resultados indican que las reacciones químicas proceden muy rápidamente durante los primeros 20 segundos (es decir, las tasas de conversión para todas las especies cambian significativamente). De los 20 a los 40 segundos, las reacciones químicas proceden de forma relativamente lenta. Esto ocurre por las siguientes razones: (a) las concentraciones de reactivos gaseosos disminuyen, (b) el área total de la superficial del Char disminuye debido al consumo de carbono, y (c) las reacciones superficiales se inhiben a medida que más superficie de carbono está cubierta por H<sub>2</sub> y CO. Las especies no cambian significativamente para t > 40 s. Todas las especies se acercan al equilibrio a largo tiempo de residencia, la

eficiencia de transformación del carbono alcanza el 90% en  $t_c = 15$  s para la gasificación con oxígeno y al  $t_c = 20$  s para la gasificación con aire. [22]

Debido a que después de 40 segundos las especies no cambian significativamente se toma un rango entre 30 y 40 segundos como tiempo de residencia para el diseño del reactor.

**Figura 14.** Tiempo de residencia vs Tasa de conversión ( $T=800^\circ\text{C}$ ,  $P=1\text{atm}$ ,  $ER=0,3$   $TP=1\text{mm}$ )



Fuente: [22]

### Pruebas experimentales para el tiempo de residencia.

El gasificador Nexterra (**Figura 8**) alimenta la biomasa por la parte inferior del reactor, la biomasa desciende por un cono y forma un volcán, el agente gasificante se suministra por medio del cono que tiene orificios en su superficie para lograr una mejor reacción de la biomasa y el aire.

Para determinar las dimensiones del cono que puedan garantizar el tiempo de residencia y una distribución uniforme de la biomasa se hicieron pruebas experimentales de alimentación para observar el comportamiento de la biomasa al salir de tubo de alimentación.

En la primera prueba se construyó un molde de cartón con el fin de observar la distribución de la biomasa alrededor del cono, en la **Figura 15** podemos observar que la biomasa tuvo una distribución muy uniforme y formó una cama alrededor del cono similar al volcán que se desea conseguir.



**Figura 15.** Prueba 1, salida de biomasa



La segunda prueba consistió en determinar las dimensiones necesarias para que la biomasa tenga el tiempo de residencia estipulado, para ello se utilizó una placa de acero ya que en este caso el coeficiente de fricción entre el acero y la biomasa es diferente a la del cartón analizado en la primera prueba.

Haciendo las pruebas como en la **Figura 16**, se obtuvo que la altura del cono debe ser 6 cm y un radio de 10 cm, (aproximadamente 30 grados de inclinación) para que la biomasa recorra todo el cono en con el tiempo de residencia entre 30 y 40 segundos y así garantizar la transformación completa de la biomasa en los productos de gasificación.

**Figura 16.** Prueba 2, cálculo del tiempo de residencia de la biomasa en el cono



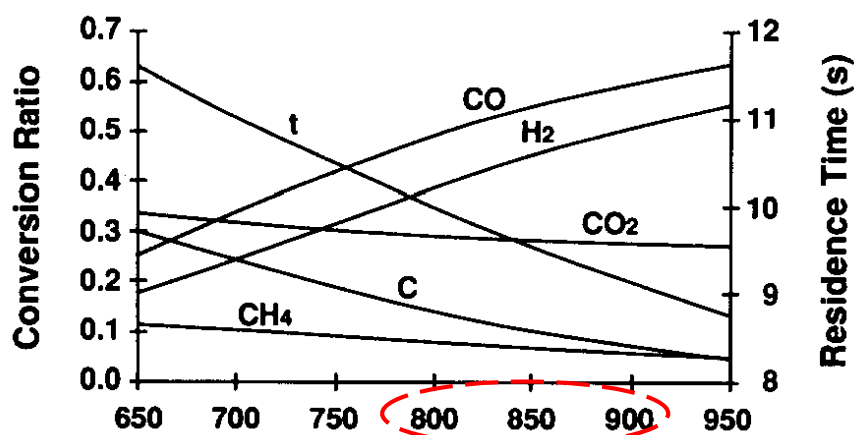
#### 4.3.5 Temperatura.

En la gasificación de biomasa, la temperatura influye en las constantes de velocidad, las constantes de equilibrio, y tiempo de residencia,

Los resultados para la variación de temperatura se presentan en la **Figura 17**, donde el CO y H<sub>2</sub> aumentan significativamente a medida que la temperatura aumenta y el CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> disminuyen ligeramente. [22].

La temperatura de operación del microgasificador estará entre 800 y 900 °C

**Figura 17.** Temperatura Vs Tasa de Conversión y Tiempo de residencia (P=1Atm ER=0,3 Tp=1mm)

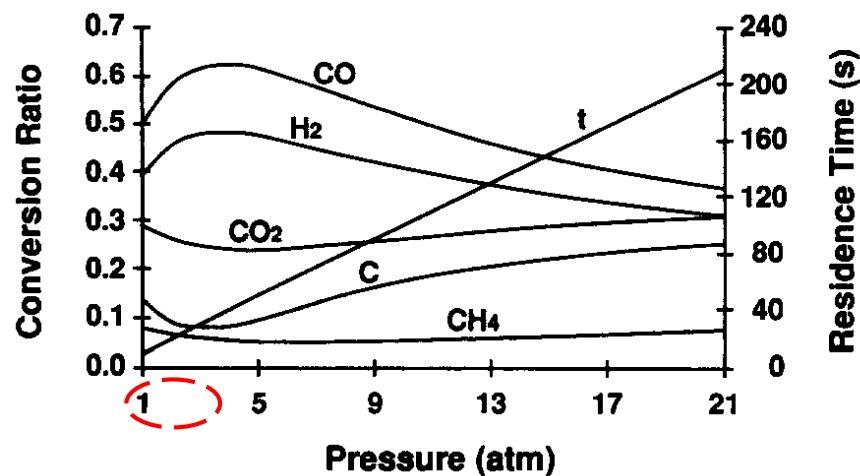


Fuente: [22]

#### 4.3.6 Presión.

La variación de presión da como resultado mayor velocidad de reacción debido al aumento de la presión parcial de cada especie y mayor tiempo de residencia debido a flujo volumétrico reducido, las desventajas son los rendimientos más bajos de  $H_2$  y  $CO$ , debido a un cambio en equilibrio, los resultados computacionales para variar la presión se presentan en la **Figura 18**, donde se observa que en el rango de 1 a 3 atm el  $CO$  y  $H_2$  aumentan y disminuye el  $CO_2$ . [22]

**Figura 18.** Presión Vs Tasa de conversión y tiempo de residencia ( $T=800^\circ C$ ,  $ER=0,3$   $T_p=1mm$ )



Fuente: [22]

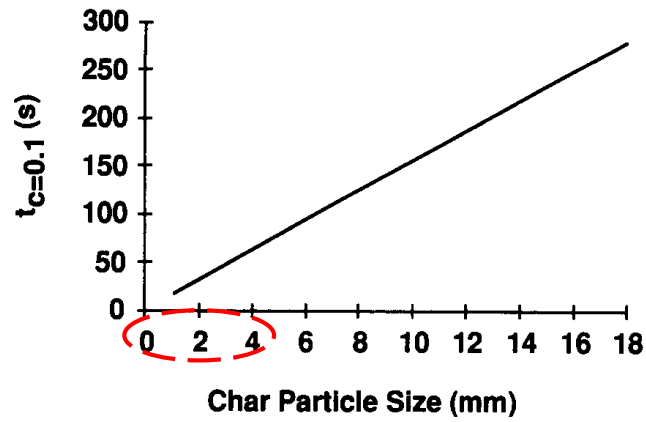
#### 4.3.7 Tamaño de partícula.

Las tasas de reacción química están influenciadas por el tamaño de partícula a través del área superficial del char, un aumento del tamaño de partícula corresponde a la disminución de la superficie total del char, lo que reduce la velocidad de reacción superficial, por lo tanto se necesita un mayor tiempo de residencia para lograr la misma tasa de conversión.

Los cálculos indican que el tiempo de residencia necesario para conseguir el 90% de eficiencia de conversión de carbono  $t_c$ , aumenta casi linealmente con el tamaño de partícula, así como se muestra en la **Figura 19**. [22].

Los residuos de cosecha de caña han sido picados a un tamaño de partícula inferior a 5 mm.

**Figura 19.** Influencia del tamaño de partícula en tiempo de transformación del carbono.



#### 4.3.8 Resumen parámetros de operación.

En la **Tabla 8** están resumidos los parámetros de operación para el diseño y el funcionamiento del microgasificador.

**Tabla 8.** Parámetros operativos del microgasificador de biomasa.

Parámetro	Valor
Flujo Másico Biomasa (Kg/h)	0.967
Caudal de aire (m <sup>3</sup> /h)	0.894
Temperatura (°C)	800-900
Tiempo de Residencia (s)	30-40
Tamaño de partícula (mm)	<5
Presión (Atm)	1
Relación de Equivalencia (ER)	25%

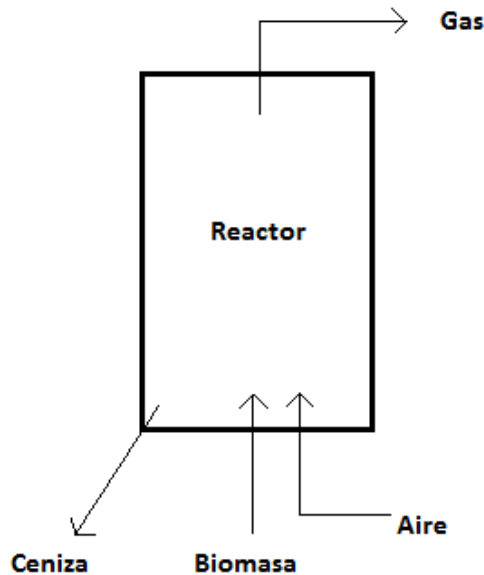
#### 4.4 Diseño del Reactor

A continuación se presentan el proceso y los cálculos que se llevaron a cabo para dimensionar el reactor.

##### 4.4.1 Flujo másico de gas ideal esperado.

En la **Figura 20** se muestra el esquema de entradas y salidas del reactor de gasificación de biomasa,

**Figura 20.** Balance general de masa del reactor de biomasa.



El balance general de masa relaciona las entradas con las salidas, en este caso la entrada es aire y biomasa y la salida es gas y ceniza como se relaciona en la siguiente ecuación:

$$\dot{A} + \dot{B} = \dot{G} + \dot{C}$$

De esta ecuación se conoce los flujos másicos de entrada y las incógnitas son las salidas, suponiendo que dentro de la cámara de reacción la transformación es del 100% el porcentaje de ceniza que saldrá es equivalente al flujo de biomasa por el porcentaje de cenizas de la biomasa ( $X_C$ ) obtenido del análisis elemental como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\dot{C} = \dot{B} * X_C$$

Finalmente el flujo másico de gas que sale del reactor se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{G} = \dot{B} + \dot{A} - (Xc * \dot{B})$$

$$\dot{G} = 0.967 \frac{kg}{h} + 1.073 \frac{kg}{h} - \left( 0.075 * 0.967 \frac{kg}{h} \right)$$

El flujo másico de gas esperado de acuerdo al balance de masa es  $\dot{G} = 1,97 \frac{kg}{h}$ .

#### 4.4.2 Propiedades del syngas.

Se encontraron las propiedades del syngas debido a que en la literatura no está reportado para diferentes temperaturas, aplicando la ley de Dalton la cual establece que a bajas presiones se puede tratar a un gas o una mezcla de gases como un gas ideal con un error despreciable. [23]

De acuerdo a lo anterior se estimaron las propiedades del syngas el cual es un compuesto de CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>, haciendo un ponderado las propiedades de cada uno de los gases que lo componen, primero se tomaron las propiedades de cada uno de los componentes del syngas para la temperatura deseada Tabla A16, Cengel [23], se calculó su porcentaje de acuerdo a la composición del syngas y se sumó para obtener la propiedad aproximada del syngas como se muestra en la **Tabla 9**.

**Tabla 9. Propiedades de gases a 400 °C y presión atmosférica.**

Propiedades de gases a 400 °C					
Gas	Densidad (kg/m3)	Conductividad (w/mK)	Viscosidad Dinámica (kg.m2/s)	Viscosidad Cinemática (m2/s)	Porcentaje en el Syngas
CO	0,50710	0,0486000	0,00003111	0,00006136	26,0%
H <sub>2</sub>	0,03650	0,3180000	0,00001730	0,00043020	9,0%
CH <sub>4</sub>	0,29040	0,0991800	0,00002119	0,00007297	3,0%
CO <sub>2</sub>	0,79680	0,0456500	0,00003061	0,00003842	6,0%
N <sub>2</sub>	0,50720	0,0484800	0,00003166	0,00006242	55,0%
O <sub>2</sub>	0,57930	0,0546300	0,00003744	0,00006463	1,0%
Syngas	0,47640	0,0741807	2,99053E-05	0,00009414	100,0%

#### 4.4.3 Flujo Volumétrico biomasa, aire y gas

El flujo volumétrico o caudal en  $\frac{m^3}{h}$  de la biomasa, el aire y el gas producido se obtuvo mediante la relación flujo másico y densidad, los valores se muestran en la **Tabla 10**.

$$Q = \frac{\dot{m}}{\delta}, \quad (\text{Ecuación 1})$$

**Tabla 10.** Caudal de biomasa, aire y gas.

	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Flujo másico (kg/h)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
<b>Biomasa</b>	262	0.967	0.0037
<b>Aire</b>	1.2	1.073	0.8941
<b>Syngas (400°C)</b>	0.48	1.967	4.1287

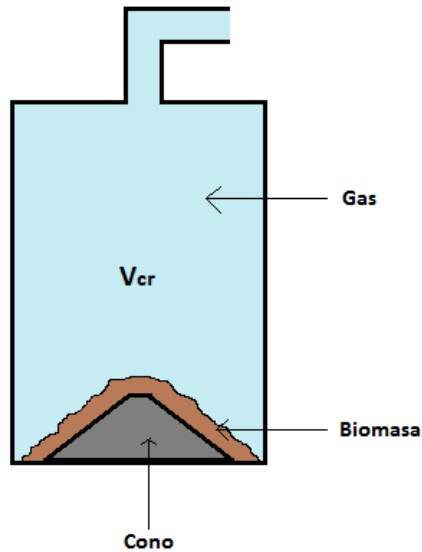
#### 4.4.4 Dimensionamiento cámara interna del reactor.

Para dimensionar la cámara de reacción se tuvieron en cuenta las dimensiones obtenidas del cono en las pruebas para el tiempo de residencia, sabiendo que el diámetro del cono debe ser 20 cm se le agregaron 5 cm, suficientes para la correcta evacuación de las cenizas y con esto se fija un diámetro interno de la cámara de reacción igual a 25 cm.

Como se muestra en la **Figura 21** el volumen de la cámara de reacción lo determina el volumen del cono más el volumen ocupado por la biomasa, más un porcentaje del gas producido dentro de la cámara de reacción en el tiempo de residencia (TR=40 s).

$$V_{\text{camara de reacción}} = V_{\text{cono}} + V_{\text{biomasa}} + V_{\text{gas}} \quad (\text{Ecuación 2})$$

**Figura 21.** Volumen de la cámara de reacción.



Al tener los valores de flujo volumétrico de la **Tabla 10** se multiplicaron por el tiempo de residencia de la biomasa y del gas dentro del reactor y así se obtiene el volumen ocupado, se fijó que el porcentaje de gas dentro del reactor sea un 50% del total producido durante ese tiempo para que haya una salida constante del gas.

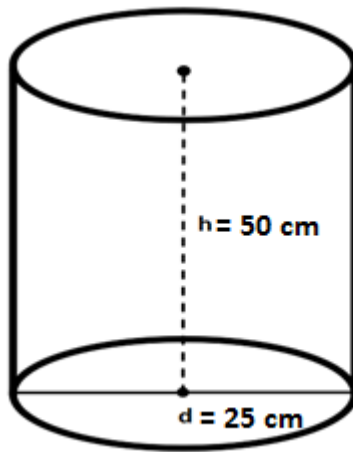
$$V_{cr} = V_c + (\dot{Q}_B + (0.5 \dot{Q}_G)) * TR \quad \text{(Ecuación 3)}$$

$$V_{cr} = 628,3 \text{ cm}^3 + \left( 1.02 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}} + \left( 0.5 * 1146 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}} \right) \right) * 40 \text{ s}$$

El volumen calculado por este método es  $V_{cr} = 23606 \text{ cm}^3$ , lo cual equivaldría a tener un cilindro de diámetro  $d = 25 \text{ cm}$  y altura  $h = 50 \text{ cm}$  como se muestra en la **Figura 22**.



**Figura 22.** Dimensiones cámara de reacción.



#### 4.4.5 Dimensiones radiales del reactor

Debido a que en la cámara de reacción se manejarán altas temperaturas que ocasionan abrasión, deformaciones y desgaste si se deja el acero desnudo, es necesario hacer un recubrimiento interno de material refractario que ayude a mitigar esos problemas, también es necesario poner un recubrimiento externo con material aislante para disminuir las pérdidas de calor, además para proveer seguridad a las personas que operen el equipo.

Un esquema con las dimensiones radiales del reactor se muestra en la **Figura 23**, donde:

$r_1$ : radio de la cámara de reacción.

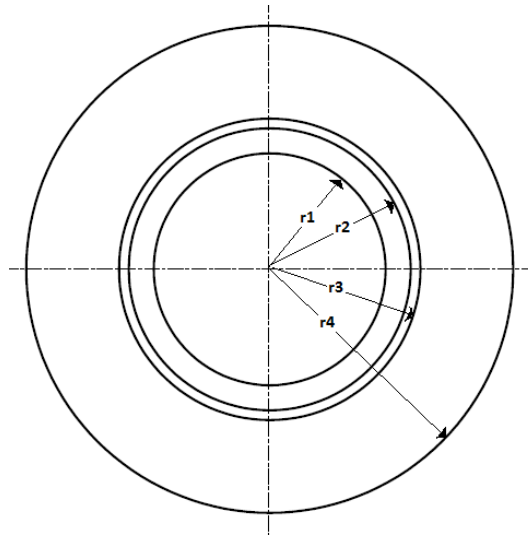
$r_2$ : radio externo del refractario

$r_3$ : radio externo del tubo de acero

$r_4$ : radio externo del aislante

Como ya se definió antes la cámara de reacción tiene un radio  $r_1 = 12.5 \text{ cm}$ , con las dimensiones de un tubo de acero comercial de 12 pulgadas se obtienen los radios del refractario y el radio externo del tubo siendo  $r_2 = 15.2 \text{ cm}$  y  $r_3 = 16.25 \text{ cm}$ , y finalmente se define que el espesor del aislante sea 10 cm con lo que se obtiene  $r_4 = 26.25 \text{ cm}$ .

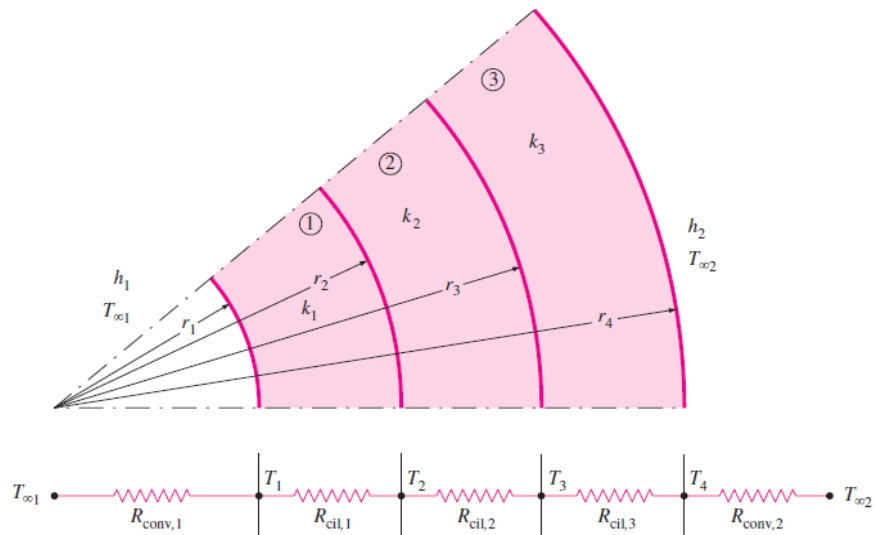
**Figura 23.** Dimensiones radiales del Reactor.



#### 4.4.6 Análisis de transferencia de calor en el reactor.

El modelo de transferencia de calor para un cilindro de pared compuesta por medio de la analogía de las resistencias eléctricas como lo ilustra la **Figura 24**, se calcula la transferencia de calor con la **Ecuación 4**. [23]

**Figura 24.** Transferencia de calor para un cilindro de pared compuesta sujeto a convección.



Fuente: [23]

$$\dot{Q} = \frac{T_{\infty 1} - T_{\infty 2}}{R_{Total}} \quad (\text{Ecuación 4})$$

$$R_{Total} = R_{conv,1} + R_{cil,1} + R_{cil,2} + R_{cil,3} + R_{conv,2} \quad (\text{Ecuación 5})$$

$$\dot{Q} = \frac{T_{\infty 1} - T_{\infty 2}}{\left(\frac{1}{h_1 \cdot A_1}\right) + \left(\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi L k_1}\right) + \left(\frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi L k_2}\right) + \left(\frac{\ln \frac{r_4}{r_3}}{2\pi L k_3}\right) + \left(\frac{1}{h_2 \cdot A_4}\right)} \quad (\text{Ecuación 6})$$

**Donde;**

$T_{\infty 1}$ , Temperatura dentro del reactor

$T_{\infty 2}$ , Temperatura del ambiente

$r_1$ , radio interno del reactor

$r_2$ , radio externo del refractario

$r_3$ , radio externo del acero inoxidable

$r_4$ , radio externo del aislante

$L$ , longitud del reactor

$k_1$ , conductividad térmica del refractario

$k_2$ , conductividad térmica del acero inoxidable

$k_3$ , conductividad térmica del aislante

$h_1$ , coeficiente de convección dentro del reactor

$h_2$ , coeficiente de convección natural fuera del reactor

$A_1$ , área superficial interna del reactor

$A_2$ , área superficial externa del reactor

### **Definición de parámetros**

A continuación se definen los parámetros para encontrar la pérdida de calor y las temperaturas en las superficies que garanticen un buen funcionamiento del microgasificador.

### Temperaturas

$T_{\infty 1} = 800\text{ }^{\circ}\text{C}$  Temperatura de gasificación

$T_{\infty 2} = 28\text{ }^{\circ}\text{C}$  Temperatura del ambiente

### Conductividades térmicas

Los valores de la conductividad térmica de los materiales reportados por los proveedores son [24], [23]:

$$k1 = 1,85 \frac{W}{mK}$$

$$k2 = 18,3 \frac{W}{mK}$$

$$k3 = 0,176 \frac{W}{mK}$$

### Dimensiones del reactor

$$r1 = 0,1250\text{ m}$$

$$r2 = 0,1520\text{ m}$$

$$r3 = 0,1625\text{ m}$$

$$r4 = 0,2625\text{ m}$$

$$L = 0,50\text{ m}$$

### Coeficientes de transferencia de calor por convección:

El coeficiente por convección natural del aire según la literatura está entre 5 y  $25 \frac{W}{m^2K}$  por lo cual se tomó el mínimo valor [25].

$$h2 = 5 \frac{W}{m^2K}$$

El coeficiente por convección del syngas se calculó con el análisis de la convección dentro de un tubo, este análisis se hace con las propiedades del syngas asumiendo una temperatura de  $400\text{ }^{\circ}\text{C}$  mostrados en la **Tabla 9**.

El coeficiente de transferencia de calor por convección se puede calcular a partir el número de Nusselt con la **Ecuación 7** [23]:

$$Nu = \frac{h.D}{k} \quad \text{(Ecuación 7)}$$

Primero se calculó el número de Reynolds para determinar el régimen del fluido de acuerdo a la siguiente expresión [23]:

$$Re = \frac{V_{prom} * D}{\vartheta} \quad \text{(Ecuación 8)}$$

$$Re = \frac{\frac{\dot{Q}_G}{\pi * r_1^2} * D_1}{\vartheta}$$

$$Re = \frac{\frac{1.147E - 03 \frac{m^3}{s}}{\pi * (0.125 m)^2} * 0.25m}{9.41E - 05 \frac{m^2}{s}} = 62$$

Con ese número de Reynolds se determina que el gas tiene un flujo laminar y la literatura menciona que para flujo laminar y suponiendo un flujo de calor constante el número de Nusselt es  $Nu = 4,36$  [23].

De donde se obtiene

$$h_1 = \frac{Nu.k}{D}$$

$$h_1 = \frac{4.36 * 0.07418 \frac{W}{mK}}{0.25m}$$

$$h_1 = 1,29 \frac{W}{m^2K}$$

## Resultados

Con todos los parámetros definidos se agregaron a la **Ecuación 6** y se obtuvo un flujo de calor

$$\dot{Q} = \frac{1073 K - 301 K}{\left( \frac{1}{1.29 * \pi * 0.125^2} \right) + \left( \frac{\ln \frac{0.1520m}{0.0125m_1}}{2\pi * 0.5m * 1.85} \right) + \left( \frac{\ln \frac{0.1625m}{0.1520m}}{2\pi * 0.5m * 18.3} \right) + \left( \frac{\ln \frac{0.2625m}{0.1625m}}{2\pi * 0.5m * 0.176} \right) + \left( \frac{1}{5 * \pi * 0.2625^2} \right)}$$

$$Q = 247 \text{ w}$$

Y finalmente con el flujo de calor se encontraron las temperaturas en todas las superficies con la **Ecuación 9**.

$$T_i = T_{\infty 1} - \dot{Q} * R_i \quad \text{(Ecuación 9)}$$

$$T1 = 313 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = 303 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T3 = 303 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T4 = 88 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

#### 4.4.7 Juntas.

Se definió que las conexiones Reactor-Tapa y Reactor-Colector de cenizas se unan por medio de juntas bridadas y el cálculo de las juntas se muestra a continuación:

Primero se definió una presión manométrica máxima de 14 psi (96526 Pa), aproximadamente 1 atm, con esto se calcula la fuerza externa ( $FeT$ ) total ejercida sobre el área interna del reactor [26].

$$FeT = P.A \quad \text{(Ecuación 10)}$$

$$FeT = 96526 \frac{N}{m^2} * 0.0491m^2 = 4739 \text{ N}$$

Luego se calculó la Fuerza externa ( $Fe$ ) en cada tornillo, dividiendo la ( $FeT$ ) sobre el número de tornillos ( $n_b$ ) que para un mejor sellado generalmente se ponen 8 tonillos [26].

$$Fe = \frac{FeT}{n_b} \quad \text{(Ecuación 11)}$$

$$Fe = \frac{4739 \text{ N}}{8} = 592 \text{ N}$$

Si durante el apriete el par no se controla, esto se convierte en un problema de tracción inicial desconocida el cual es bastante común y su solución es rápida, como la tracción inicial es desconocida o se puede calcular la fuerza total en el perno y por lo tanto el diseño consiste en elegir “empíricamente” un diámetro adecuado por medio de la siguiente ecuación empírica propuesta por Faires [26].

$$At = \left( \frac{6Fe}{(in^{-1})Sy} \right)^{2/3} \quad \text{Para } d < \frac{3}{4} in \quad (\text{Ecuación 12})$$

$in^{-1}$  Es una constante adimensional, equivalente a  $1 in^{-1}$  pero si se desea trabajar en unidades métricas se utiliza  $\frac{1}{2,54} cm$  ó  $\frac{1}{25,4} mm$ .  $Sy$  es la resistencia ultima mínima a la tracción, y  $Sp$  es la resistencia limite mínima a la tracción que para un tonillo grado 1 es  $Sy = 36 Ksi$  (250 MPa),  $Sp = 33 Ksi$  (227 Mpa) (Tabla 8,3 Norton) [26].

$$At = \left( \frac{6 * 592 N}{\left( \frac{1}{0.0254 m} \right) 250 Mpa} \right)^{2/3} = 0.000051 m^2$$

De la (Tabla 8.1 Norton) se eligió un tornillo que tiene un  $At$  similar y este es un tonillo de 3/8 con un  $At=0,00005$ .

Ahora se encuentra el factor de seguridad de los tornillos mediante las siguientes ecuaciones [26].

$$N_f = (S_p * At - Fi) * \frac{kc+kb}{kb*Fe} \quad (\text{Ecuación 13})$$

$$Si = 0.75Sp \quad (\text{Ecuación 14})$$

$$Fi = Si * At \quad (\text{Ecuación 15})$$

$$Kc = \frac{Ac*Ec}{L} \quad (\text{Ecuación 16})$$

$$Kb = \frac{At*Eb}{L} \quad (\text{Ecuación 17})$$

$$Si = 0.75 * 227Mpa = 170Mpa$$

$$Fi = 170 MPa * 0.00005m^2 = 8532N$$

$$Kc = \frac{0.000452m^2 * 210GPa}{0.008m} = 1.18E10$$

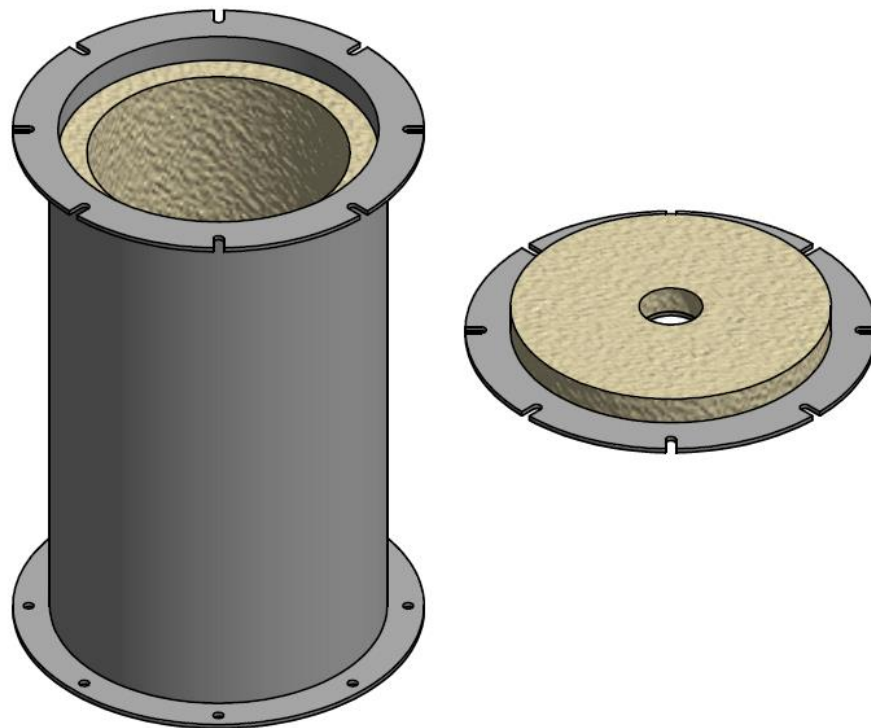
$$Kb = \frac{0.00005 * 210GPa}{0.008m} = 1.31E09$$

$$N_f = (227 MPa * 0.00005m^2 - 8532N) * \frac{1.18E10 + 1.31E09}{1.31E09 * 592N} = 48$$

#### 4.4.8 Modelo CAD del reactor

En la **Figura 25** se presenta el modelo CAD del Reactor, este es el resultado del análisis teórico mostrado anteriormente, la cubierta de acero se hizo de acuerdo a las dimensiones de un tubo comercial de acero estructural de 12 pulgadas, las bridas y la tapa diseñadas para fabricarse con placas de acero de 4,5 mm espesor, la brida inferior con 8 agujeros y la brida superior con 8 ranuras para facilitar la extracción de los tornillos al sacar la tapa, el interior del tubo de acero está cubierto por una capa de material refractario de 2,74 cm de espesor, en el **Anexo 1** se presentan los planos del Reactor.

**Figura 25.** Modelo CAD del reactor (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)



#### Nota 1: Cumplimiento del Objetivo 1

Con el proceso de diseño del reactor que consistió en seleccionar la tecnología y el tipo de gasificador, en la caracterización de los residuos de cosecha de caña, la definición de los parámetros de operación con el análisis termoquímico y cinético de las reacciones de gasificación, el análisis de transferencia de calor, el cálculo de las juntas y la presentación de los planos de construcción se da cumplimiento al objetivo específico número 1.

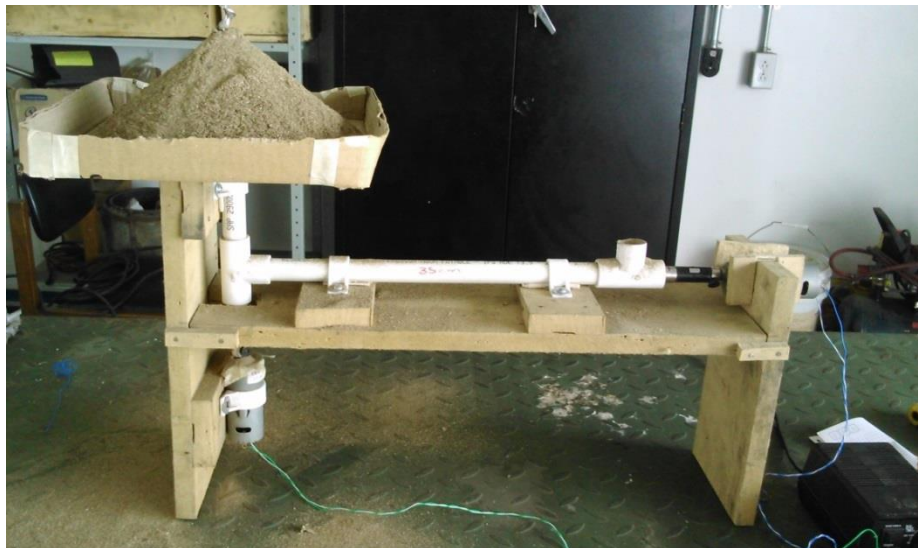


#### 4.5 Diseño del sistema de alimentación y entrada de aire.

Se adoptó el mismo principio utilizado en el prototipo experimental para las pruebas de alimentación de biomasa ya que su funcionamiento cumplió con lo requerido (**Figura 26**).

A continuación se muestran las consideraciones teóricas para validar el prototipo y se completa el diseño final del sistema de alimentación.

**Figura 26.** Prototipo Sistema de alimentación de biomasa.



##### 4.5.1 Potencia de accionamiento del tornillo transportador y selección del motor

Primero se calculó la potencia necesaria para accionar el tornillo que transporta la biomasa mediante las **Ecuaciones 18 a 22** con el siguiente procedimiento [27].

$$P = PH + PN + Pst \quad \text{(Ecuación 18)}$$

Dónde:

$PH$ = potencia para el desplazamiento horizontal del material

$PN$ = potencia para el accionamiento del tornillo en vacío

$Pst$  = la potencia requerida para un tornillo sin fin inclinado.

$$PH (kW) = Co \frac{Q L g}{3600} \quad \text{(Ecuación 19)}$$

$$PN (kW) = \frac{D L}{20} \quad \text{(Ecuación 20)}$$

$$Pst (kW) = \frac{Q * H}{367} \quad \text{(Ecuación 21)}$$

Dónde:

$Co$  = Coeficiente de resistencia del material.

Material	$Co$ Empírico
Harina, serrín, productos granulosos	1,2
Turba, sosa, polvo de carbón	1,6
Antracita, carbón, sal de roca	2,5
Yeso, arcilla seca, tierra fina, cemento, cal, arena	4

Fuente: [27]

$Q$  = flujo del material en t/h

$L$  = longitud de instalación

$g$  = gravedad

$D$  = diámetro

$H$  = altura de la instalación

Entonces

$$P (kW) = \frac{Q(Co L+H)}{367} + \frac{DL}{20} \quad \text{(Ecuación 22)}$$

$$P (W) = 1000 * \left( \frac{0.001 \frac{t}{h} (1.2 * 0.35 m + 0.35 m)}{367} + \frac{0.015 m * 0.35 m}{20} \right) = 0.265 W$$

Con la potencia calculada para accionar el tornillo transportador de 0.265 W se verificó que el motoreductor DC de alto torque seleccionado suplía la demanda de potencia requerida cuya ficha técnica se presenta en la **Tabla 11**.

**Tabla 11.** Especificaciones del motor

Velocidad (rpm)	45
Voltaje (V)	12
Corriente sin carga (mA)	230
Corriente con carga máx. (mA)	880
Potencia Entregada (W)	5,56
Torque (kg/cm)	15

Fuente: [28]

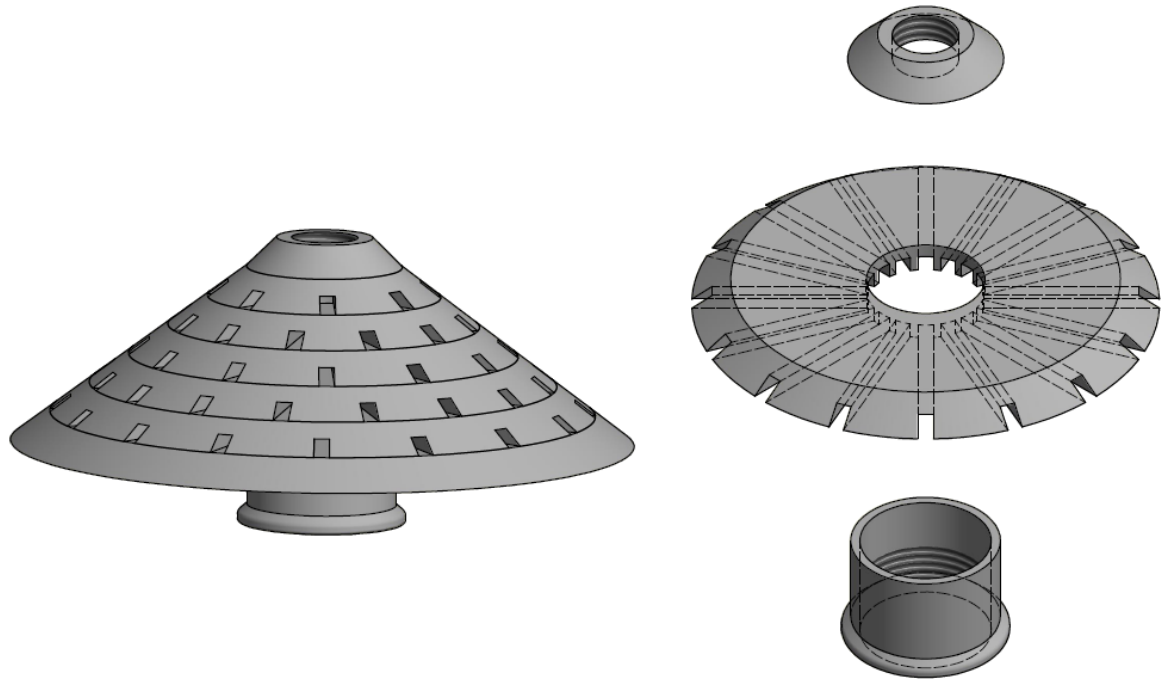
#### 4.5.2 Diseño del cono de reacción

Una de las piezas más importantes del microgasificador es el cono donde ocurren las reacciones de gasificación, ya que este permite combinar la biomasa con la cantidad de aire necesario para que ocurra el proceso, después de evaluar varias posibilidades se optó por implementar el diseño mostrado en la **Figura 27**.

Este cono se compone a partir de anillos de acero de 9,5 mm de espesor cuyos diámetros que van disminuyendo y uno de sus bordes tiene chaflán para formar la conicidad, los discos también tienen en su base ranuras radiales por donde saldrá el aire hacia la superficie, para unir los discos se tiene en la parte inferior la mitad de una unión roscada que va soldada al disco de mayor diámetro y va unida al tubo de aire y en la parte superior una tuerca para dar el ajuste necesario y que va unida al tubo de biomasa.

En el **Anexo 2** se presentan los planos del cono del reactor.

**Figura 27. Modelo CAD del cono de reacción biomasa-aire (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)**

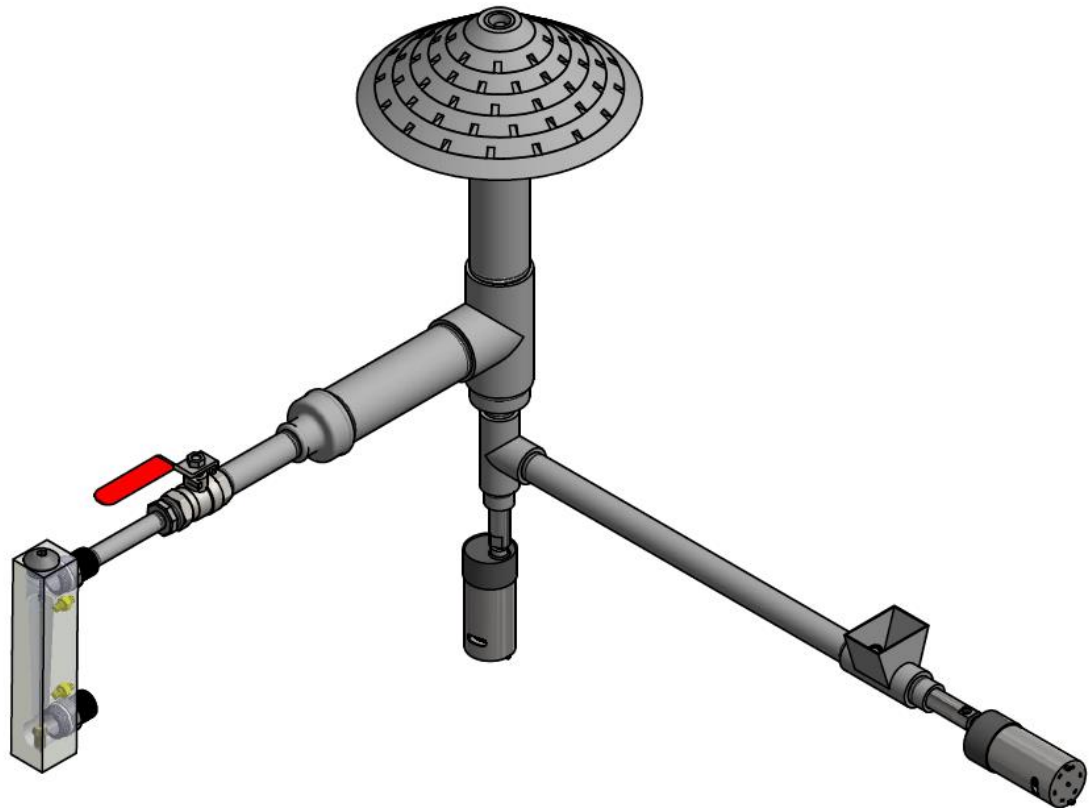


#### 4.5.3 Modelo completo del sistema de alimentación.

El modelo final del sistema de alimentación se muestra en la **Figura 28**, la biomasa entra por la tolva de alimentación y es transportada por dos tornillos alimentadores de acero inoxidable que son accionados por motoreductores DC de 12 V, la biomasa se mueve por tubos de acero inoxidable de  $\frac{1}{2}$  pulgada posicionados horizontal y verticalmente hacia el pico del cono donde desciende formando el “volcán” requerido.

Para la entrada de aire se utiliza un tubo de acero galvanizado de  $1 \frac{1}{4}$  pulgadas concéntrico al tubo de alimentación de biomasa, el aire sale por los agujeros del cono y se distribuye por toda la superficie reaccionando con la biomasa, el aire lo suministra un compresor y la entrada está regulada por una válvula de  $\frac{1}{2}$ ” y un rotámetro

**Figura 28.** Modelo CAD del sistema de alimentación. (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)



#### 4.5.4 Materiales de construcción del sistema de alimentación.

A continuación en la **Tabla 12** se detallan los materiales para la construcción del sistema de alimentación, lo que prima es que todos los materiales son estándar para facilitar la construcción.

**Tabla 12.** Materiales para el sistema de alimentación.

<b>Cantidad</b>	<b>Artículo</b>	<b>Descripción</b>
2	Motores	DC 45 rpm 12 Volt
2	Niple	Acero Inoxidable, 1/2" SCH 40, L=30cm
2	Niple	Acero Galvanizado, 1 ¼ ", L=15cm
1	Te	Acero Inoxidable, 1/2"
1	Te	Acero galvanizado, 1 ¼ "
1	Reducción de copa	Acero Galvanizado de 1 ¼" a ½ "
2	Tornillo alimentador	Acero Inoxidable, paso 17 mm, L=45cm
1	Válvula	Galvanizada 1/2"
1	Rotámetro	Caudal aire 0.5 CFM, 1/4"
8	Abrazaderas	2"
2	Abrazaderas	3"
2	Prisioneros	Galvanizados, 6 mm, L=1cm
1	Tolva alimentación	Acero
1	Compresor de aire	
1	Cono con agujeros	Acero, D=25 cm, H=7 cm

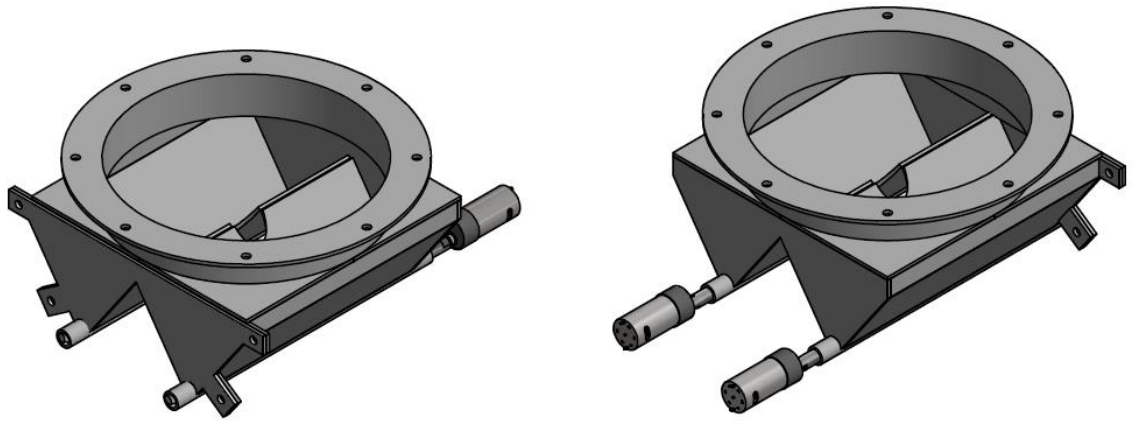
#### 4.6 Diseño del sistema de extracción de cenizas.

En la **Figura 29**, se presenta el sistema de extracción de cenizas, el colector de cenizas tiene una transición de una forma circular la cual se une con el reactor por junta bridada a una forma cuadrada que a su vez tiene dos canales de sección triangular para poder recolectar las cenizas y así evacuarlas por medio de tornillos transportadores similares a los del sistema de alimentación que también son accionados por motores DC de 12 V.

En la parte frontal del colector de cenizas se acondicionó una tapa que va unida por tornillos para que en caso de atascamiento se pueda hacer el debido mantenimiento sin necesidad de desmontar todo el colector de cenizas.

En el **Anexo 3**, se presentan los planos del colector de cenizas.

**Figura 29.** Modelo CAD del sistema de extracción de cenizas. (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)

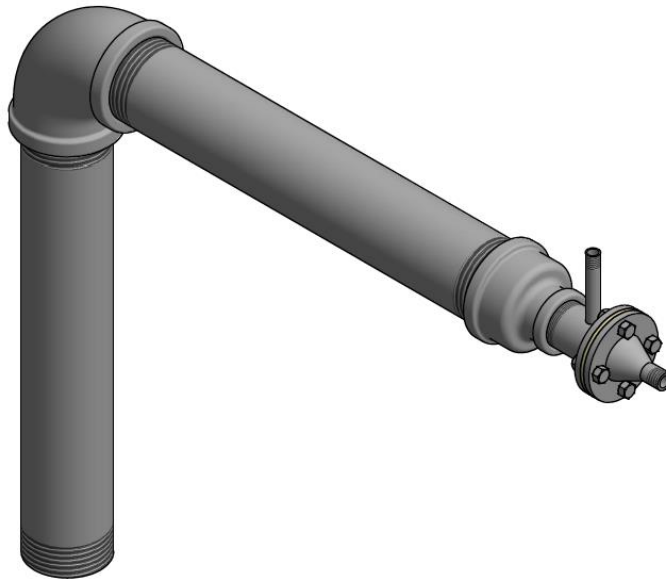


#### 4.7 Diseño del sistema de extracción de gas producido.

El sistema de extracción del gas que se produce en la cámara de reacción se muestra en la **Figura 30**, básicamente está compuesto por dos tubos de acero galvanizado de 2 pulgadas que se conectan por un codo del mismo diámetro, se acondiciono un eyector de 1 pulgada a la salida por si es necesario ayudar a extraer los gases con mayor rapidez.

Por ahora el gas producto se utilizará para la quema directa así que no es necesario un sistema de limpieza del gas por tal motivo se propuso un modelo más simple.

**Figura 30.** Modelo CAD del sistema de extracción de gases. (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)



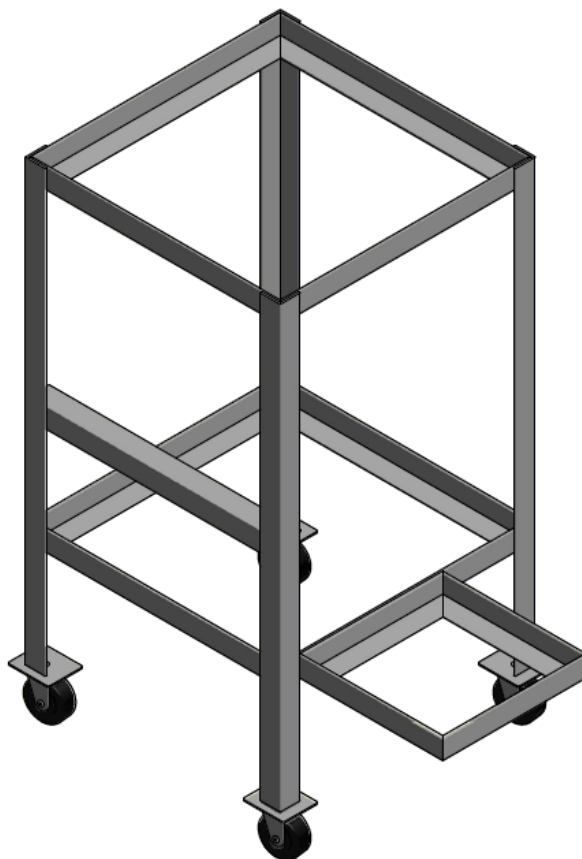
#### 4.8 Estructura de soporte del microgasificador.

La estructura que soporta el microgasificador se puede observar en la **Figura 31**, está diseñada para fabricarse con ángulo de acero referencia L 1/8" x 1 1/4", la estructura además de soportar el microgasificador también tiene un compartimento para la caja de breques de los motores, se le acondicionaron rodachinas para facilitar el transporte de todo el conjunto.

A continuación se hace una verificación de las posibles fallas por pandeo y en el **Anexo 4** se presentan los planos de la estructura que soporta el microgasificador.



**Figura 31.** Modelo CAD de la Estructura del microgasificador. (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)



#### 4.8.1 Análisis de pandeo

Primero se estimó un peso total del microgasificador tomando los pesos de los componentes principales del equipo de acuerdo a los datos reportados por los proveedores, fabricantes y algunos registrados directamente en una balanza, a ese valor total se le sumó un 20% más por accesorios que no se tuvieron en cuenta y así se obtuvo un peso final igual a 115 kg, como se puede observar en la **Tabla 13**.

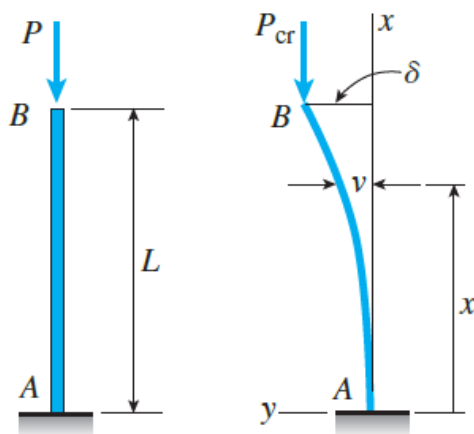
**Tabla 13.** Calculo del peso total del microgasificador

Material	Peso (kg)
Refractario	35,9
Tubo Reactor	28,4
Tapa Reactor	4,6
Tubo gas	4,4
Codo Gas	0,4
Tubo entrada biomasa	0,8
Tubo entrada de aire	1,4
Tornillos transportadores	1,0
Tees biomasa	0,3
Tees aire	0,5
Bridas	4,9
Sistema extracción de Ceniza	11
Motores	1,0
Tornillos, tercas y Arandelas	0,8
<b>PESO TOTAL</b>	<b>95,4</b>
<b>PESO TOTAL (+20% por accesorios)</b>	<b>115</b>

Con el peso total se obtuvo una fuerza total de  $F = m \cdot g = 115 \text{ kg} \cdot 9.8 \frac{m}{s^2} = 1127 \text{ N}$  la cual estará distribuida en las 4 patas, entonces la carga  $P = \frac{1127 \text{ N}}{4} = 282 \text{ N}$ . [29]

Con la carga P se analiza la falla por pandeo de las patas de la estructura.

**Figura 32.** Falla por pandeo



Fuente: [29]

$$P_{cr} = \frac{\pi^2 EI}{4L^2}$$

(Ecuación x)

Dónde:

$E$ = modulo de elasticidad

$I$ = momento de inercia

$L$ = longitud

$$P_{cr} = \frac{\pi^2 * 210Mpa * 1.83E - 08 m^4I}{4 * (0.8 m)^2} = 14815$$

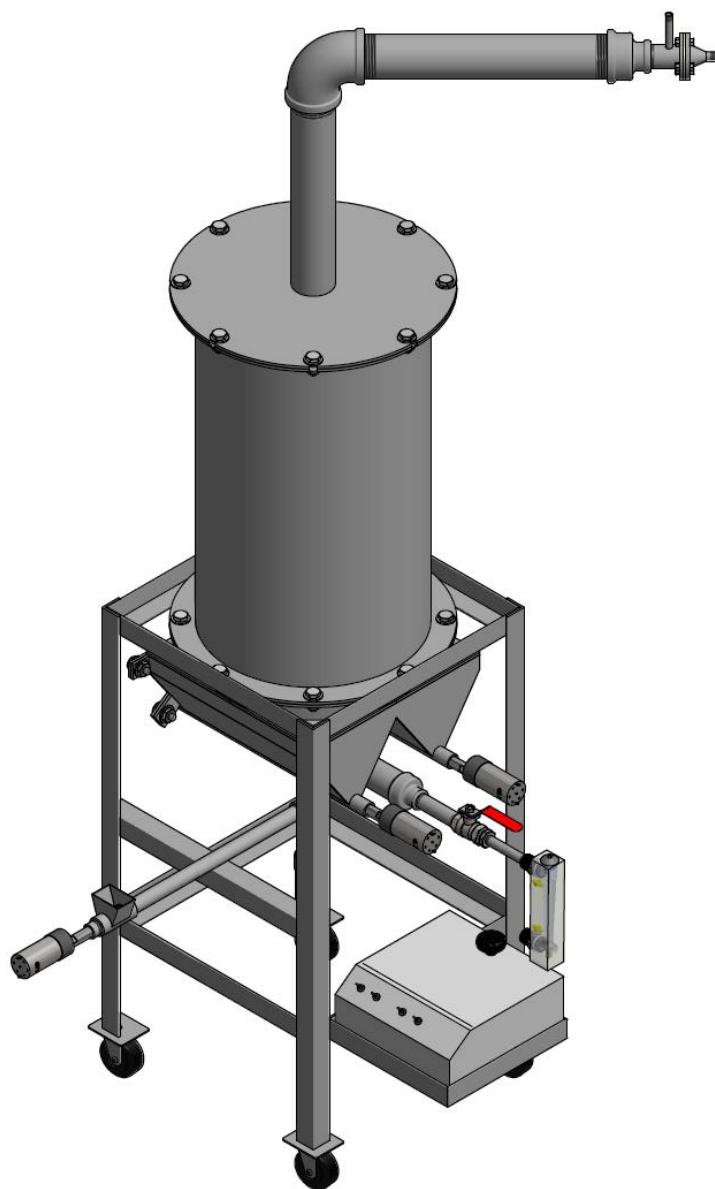
Ahora el factor de seguridad estático calculado a partir de la carga por pandeo es:

$$F_s = \frac{P_{cr}}{P} = \frac{14845 N}{282 N} = 52$$

#### 4.9 Modelo CAD prototipo final.

Finalmente se presenta el modelo final del microgasificador en la **Figura 33**, compuesto por el reactor de gasificación, el sistema de alimentación, sistema de extracción de cenizas, sistema de extracción del gas producido, las estructura que lo soporta y la caja de breques con las fuentes de voltaje variable para cambiar la velocidad de los motores. Cabe resaltar que este debe estar cubierto por un material aislante como se había contemplado en el diseño del reactor y que no se muestra en la imagen.

**Figura 33.** Modelo CAD del microgasificador completo. (Autodesk Inventor<sup>®</sup>)



#### 4.10 Medición de gases y temperatura

Para determinar la composición de los gases y poner monitorear la temperatura se utilizaran los equipos que se describen a continuación,

### Medición de temperatura:

El valor de temperatura es monitoreado con un termómetro infrarrojo y de contacto Fluke 568IR propiedad de CENICAÑA y que se muestra en la **Figura 34**, instalando termocuplas tipo K (alta temperatura) en la zona de reacción del gasificador y en la parte superior del reactor [19].

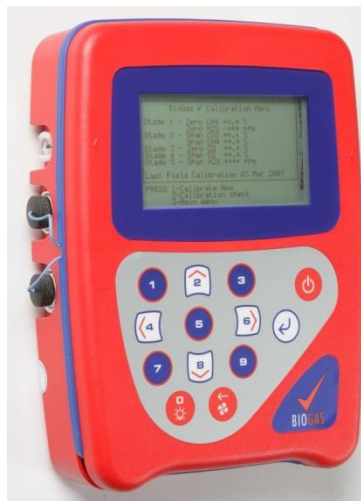
**Figura 34.** Termómetro infrarrojo y de contacto Fluke 568IR



### Medición composición del gas producto.

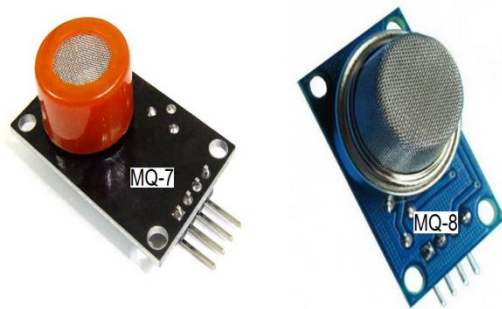
La composición del gas producto se realizará con el equipo Biogas Check marca GeoTech, este equipo permite obtener composiciones porcentuales de metano ( $\text{CH}_4$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y oxígeno ( $\text{O}_2$ ). En la **Figura 35** se muestra el equipo. [19]

**Figura 35.** Analizador de gases Biogás Check

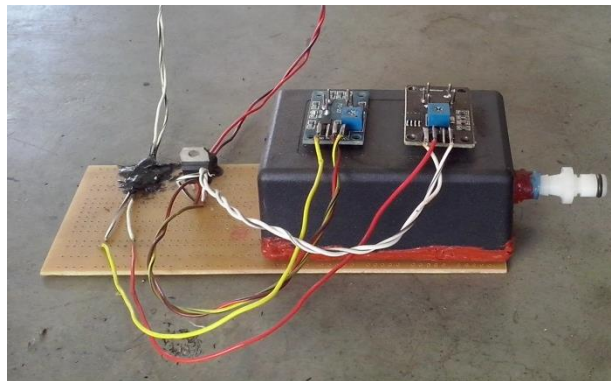


Para obtener conocimiento de la concentración de gas de monóxido de Carbono  $\text{CO}$  e Hidrogeno  $\text{H}_2$ , se utilizará un sistema diseñado por el ingeniero Julián D. Montes [19], el cual utiliza sensores para gas serie MQ-7 ( $\text{CO}$ ) y MQ-8 ( $\text{H}_2$ ), los que se muestran en la **Figura 36**, estos sensores tienen incluidos los circuitos de acondicionamiento de señal, cada sensor funciona a 5V y poseen una señal de salida análoga proporcional a la concentración del gas, el sistema diseñado es una cámara que se acopla a la salida de gases del Biogas Check y se recolectan los datos por medio de una tarjeta Arduino mega 2560, Como se evidencia en la **Figura 37**, [19].

**Figura 36.** Sensores medición de gas  $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$



**Figura 37.** Sistema medición de  $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$



**Nota 2:** Cumplimiento del objetivo 2.

Con el diseño de todos los componentes del gasificador como son; el sistema de alimentación, sistema de extracción de cenizas y la salida de gases etc. Además presentando el modelo CAD del diseño final y con los planos de soporte se da cumplimiento del objetivo 2 y se procede a la fase de construcción.

## 5 PROCESO DE CONSTRUCCIÓN.

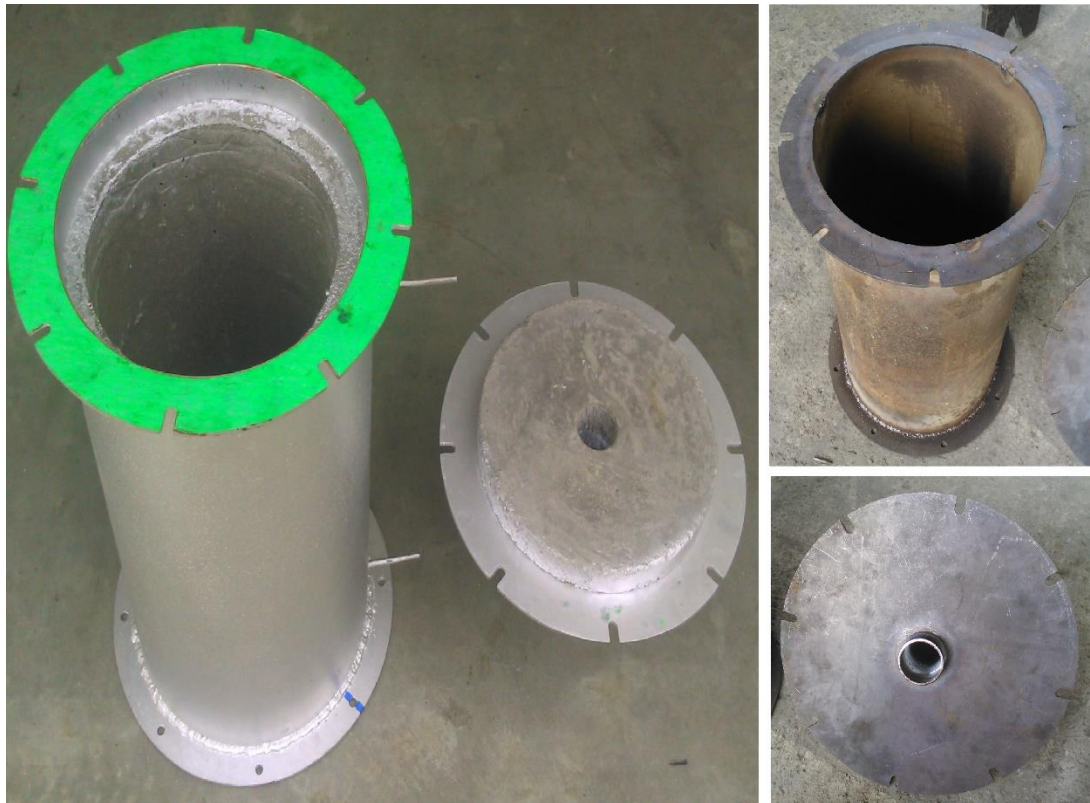
A continuación se presenta la evidencia del proceso de construcción llevado a cabo de acuerdo a los planos de diseño y listas de materiales descritas en la sección anterior.

### 5.1 Construcción del reactor de biomasa.

En la **Figura 38** se muestra la construcción del reactor de biomasa, se utilizó un tubo de acero estándar de 12 pulgadas y espesor  $\frac{1}{4}$  de pulgada, se mandaron a cortar las bridas y la tapa con pantógrafo de acuerdo a las medidas descritas en el plano del **Anexo 1**, utilizando placa de acero de 4,5 mm de espesor, cuando se tuvieron las piezas listas se unieron con soldadura por electrodo revestido.

Después de tener listo el reactor se hizo un molde en lámina galvanizada con anillos de madera como soportes y se hizo la fundición del recubrimiento interno con concreto refractario, finalmente se pinta utilizando pintura de aluminio para altas temperaturas y se agrega un empaque de asbesto para mejorar el cierre entre la tapa y el reactor.

**Figura 38.** Construcción Reactor de Biomasa

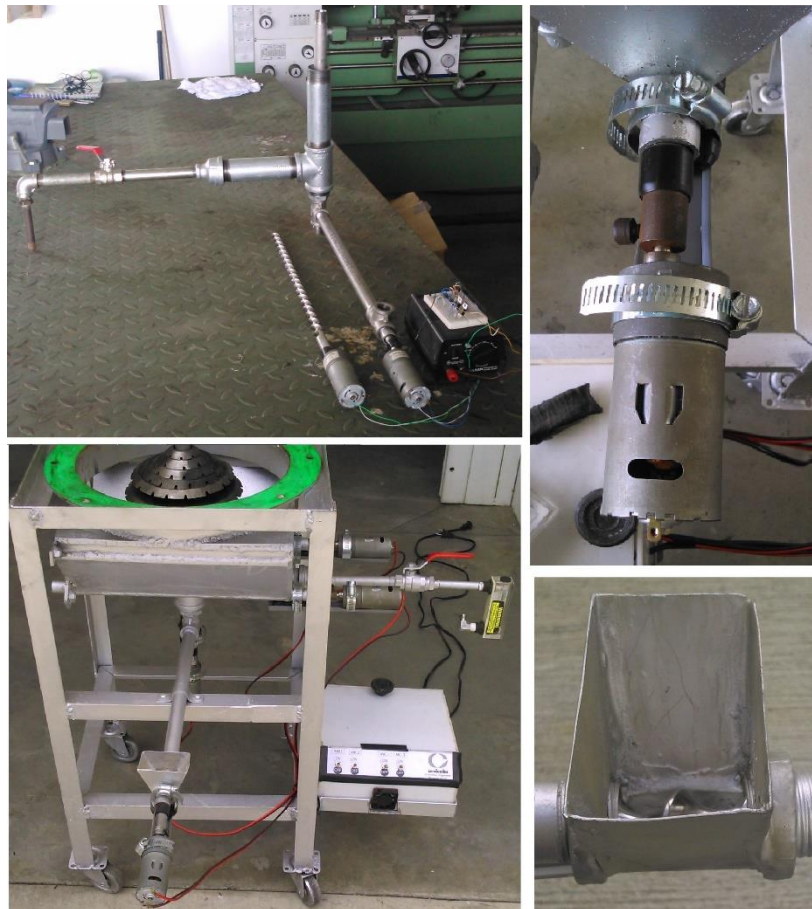




## 5.2 Construcción del sistema de alimentación.

El sistema de alimentación se construyó con los materiales de la **Tabla 12**, se compraron todos los materiales y básicamente lo que se hizo fue ensamblar las piezas como se muestra en la **Figura 39**, a las conexiones se les pusieron teflón y silicona para evitar fugas. La tolva se construyó a partir de una sección de una Te y lámina galvanizada, para acoplar el motor se utilizó un elemento flexible y se ajustó con abrazaderas.

**Figura 39.** Construcción del sistema de alimentación.



Para la construcción del cono donde ocurren las reacciones, se mandaron cortar discos de 9,5 mm de espesor y en el torno se hicieron los chaflanes que fueron suavizando la transición del cono, como se muestra en la **Figura 40**, al terminar este maquinado se pulió la superficie con lijas de diferentes calibres para dar mejor acabado, después de procedió a hacer las ranuras, para esto se utilizó discos de corte abrasivos, después se adecuó la rosca del tubo de aire y la rosca superior que permite unir todas las piezas.



**Figura 40.** Construcción del cono de reacción.



### 5.3 Construcción del sistema de recolección de cenizas.

Para la construcción del colector de cenizas se mandaron a cortar las láminas de acero de 4.5 mm de espesor de acuerdo a los planos de diseño del **Anexo 3**, posteriormente se unieron las piezas con soldadura con electrodo revestido, el sistema de recolección de cenizas que se muestra en la **Figura 41**, está compuesto por el colector de cenizas, dos tornillos transportadores de acero inoxidable accionados por un motor de 12V y 45 Rpm, en la parte frontal posee una tapa removible para facilitar el mantenimiento en caso de atascamiento.

**Figura 41.** Construcción del colector de cenizas.



#### 5.4 Construcción del sistema de extracción del gas producido.

Se soldó uno de los tubos a la tapa con soldadura por electrodo revestido y se ensamblaron los demás componentes como se muestra en la **Figura 42**.

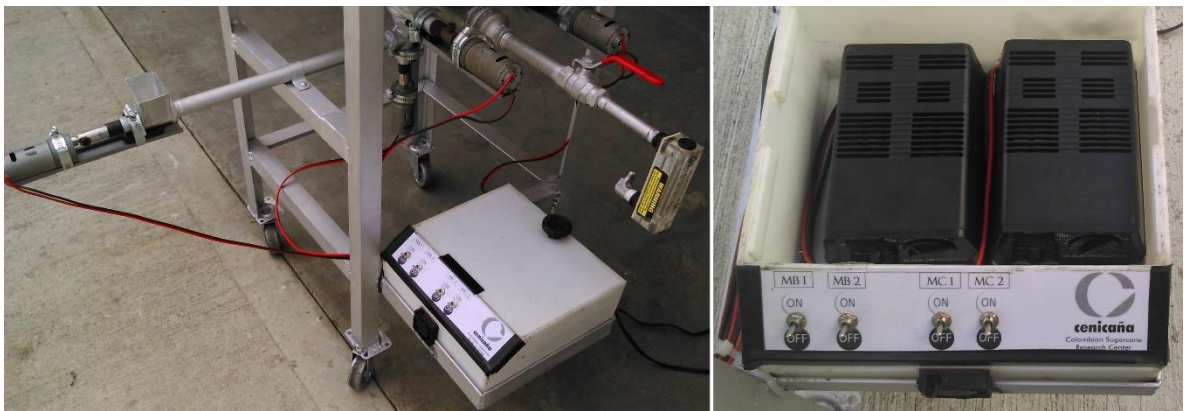
**Figura 42.** Construcción del sistema de extracción del gas



### 5.5 Construcción del circuito eléctrico.

Tanto el sistema de alimentación como el sistema de extracción de cenizas tienen motores que funcionan a 12 V, por lo que debió adecuarse con fuentes de regulación de voltaje, como se muestra en la **Figura 43**, se construyó una caja de acrílico donde están albergadas 2 fuentes, estas están conectadas por separado una para el sistema de alimentación y otra para el sistema de extracción de cenizas debido que estos dos sistemas funcionan a velocidades diferentes a pesar de tener motores iguales, En la caja de montaron también interruptores para prender y apagar cada uno de los motores por separado con su respectiva descripción , finalmente se puso un ventilador en la parte frontal para enfriar las fuentes.

**Figura 43.** Construcción del circuito Eléctrico



### 5.6 Construcción de la estructura y ensamble final del microgasificador

Para construir la estructura que soporta el gasificador se cortaron los ángulos de acero estructural de acuerdo a los planos de diseño y se unieron por medio de soldadura por electrodo revestido, el ensamble se hizo montando directamente el colector de cenizas para mejorar la precisión y para facilitar el armado final, se agregó el compartimento para la caja del circuito eléctrico y se pusieron rodachinas para la movilidad del equipo como se puede observar en la **Figura 44**.



**Figura 44.** Construcción de la estructura del microgasificador



La última parte de la construcción fue ensamblar todos los componentes del gasificador como se muestra en la **Figura 45**, en la uniones bridadas se ponen empaques de asbesto y se unen con tornillos de 3/8 de pulgadas, se hace el sellado final con silicona roja para altas temperatura y finalmente se aísla con un recubrimiento de fibra de vidrio y se adecuan las termocuplas para la medición de temperatura.

**Figura 45.** Ensamble final del Microgasificador



### 5.7 Costo de los materiales de construcción del equipo.

A continuación se presentan los costos de la construcción del equipo sin mano de obra, las listas de materiales usados con sus respectivos costos se presentan desde la **Tabla 14** a la **Tabla 18**, y el costo total de los materiales sin mano de obra se muestra en la **Tabla 19**.

**Tabla 14.** Costos Materiales del sistema de alimentación y entrada de aire en pesos.

<b>Cantidad</b>	<b>Artículo</b>	<b>Descripción</b>	<b>Precio</b>
2	Motores	DC 45 rpm 12 Volt	60000
2	Buchi	Acero Galv, 1/2" a 15 mm, L=3cm	2550
2	Niple	Acero Inox, 1/2" d= 15 mm, L=30cm	25140
1	Buchi	Acero Galv, 1 1/4 " a 1/2" L=3cm	2700
2	Niple	Acero Galv, 1 1/4", L=15cm	6200
2	Tee	Acero Inox , 1/2"	14900
1	Tee	Acero Galv, 1 1/4"	3150
2	Tornillo transportador	Acero Inox, paso 17 mm, L=45cm	-
1	Válvula	1/2"	13000
1	Rotámetro	Caudal aire 0.5 CFM, 1/4"	-
8	Abrazaderas	Galvanizadas, 2"	15800
4	Abrazaderas	Galvanizadas, 3"	7200
2	Metros cable	-----	2000
2	Swiches	12 V	2400
2	Prisioneros	Galvanizados, 6 mm, L=1cm	800
1	Cono de reacción	Acero, D=25 cm, H=6	78000
2	Unión	Acero Galv, 1 1/4"	7000
1	Fuente Variable	12 V a 3V	57000
1	Reducción	Acero, de 1 1/4" a 1/2"	3150
1	Niple	Acero Galv, 1/2	2000
1	Soldadura epóxica	-----	5900
1	Silicona Roja	Alta temperatura	5100
<b>Total</b>			<b>313990</b>

**Tabla 15.** Costos materiales del sistema de extracción de cenizas en pesos

<b>Cantidad</b>	<b>Artículo</b>	<b>Descripción</b>	<b>Precio</b>
2	Motores	DC 45 rpm 12 Volt	60000
1	Tubo	Acero, 12" e=1/4, L=5cm	21000
2	Tubo	Acero, 1/2" d=15mm, L=30cm	5100
6	Placas	Acero, e=4,5 mm	56200
2	Tornillo transportador	Acero Inox, paso 17 mm, L=45cm	-
6	Tornillos hexagonales	3/8" con tuerca	1600
12	Arandelas	Planas, d=1 cm, D=2cm	3600
1	Fuente	12V	57000
<b>Total</b>			<b>204500</b>

**Tabla 16.** Costos materiales del reactor en pesos

<b>Cantidad</b>	<b>Artículo</b>	<b>Descripción</b>	<b>Precio</b>
1	Tubo	Acero, 12" e=1/4, L=55cm	115000
2	Concreto Refractario	Paca 45 kg, Termocrax 65	150800
16	Tornillos hexagonales	3/8 " con tuerca	15000
32	Arandelas	Planas, d=1 cm, D=2cm	10800
1	Malla	Acero, 1 m <sup>2</sup>	7000
1	Placa para brida tapa	Acero, D=394mm, e=4,5 mm	41700
1	Placa para Tapa	Acero, D=394mm, e=4,5 mm	41700
2	Placas para brida	Acero D=394mm, d=314,76, e=4mm	61000
1	Lámina Galvanizada	-----	15000
3	Empaques Asbesto	1/8 " espesor, A medidas	42000
<b>Total</b>			<b>500000</b>

**Tabla 17.** Costos materiales del sistema de extracción de gases en pesos

2	Tubo niple	Acero, 2", L=25cm	14230
1	Codo	Acero, 2"	9000
1	Reducción	Acero Galv, 2" a 1"	9000
1	Eyector	Acero, 1 "	-
<b>Total</b>			<b>32230</b>

**Tabla 18.** Costos materiales de la estructura en pesos.

2	Ángulos	Acero, L 1/8" x 1 1/4 " x 6m	60300
4	Rodachinas	2", 40 kg	19000
5	kg soldadura	Electrodos 1/8 ", 6011	47900
<b>Total</b>			<b>127200</b>

**Tabla 19.** Costo total de materiales sin mano de obra

<b>Materiales</b>	<b>Costos</b>
Sistema de alimentación	313990
Sistema extracción de cenizas	204500
Sistema de extracción de gas	32230
Reactor	500000
Estructura	127200
<b>Total</b>	<b>1177920</b>

Nota 3: Cumplimiento del objetivo 3.

Con la construcción del microgasificador se da cumplimiento al objetivo específico número 3 y se procede a las pruebas de gasificación.

## 6 PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO.

Después de la construcción del gasificador se procedió a las pruebas iniciales de funcionamiento, a continuación se describen los pasos para poner en marcha el gasificador y después se muestran los resultados preliminares de las pruebas de gasificación.

### 6.1 Pasos operativos del gasificador.

El primer paso fue el precalentamiento del gasificador, este se hizo con una flama aplicada directamente en la base del cono como se muestra en la **Figura 46**, el calentamiento se mantuvo durante unos 20 minutos, monitoreando la temperatura hasta que alcanzó la temperatura de 463 °C. El valor de temperatura fue leído con el termómetro infrarrojo y de contacto Fluke 568IR utilizando una termocupla tipo K.

**Figura 46.** Precalentamiento del gasificador





Cuando el cono alcanzó una temperatura considerable, se inició con la alimentación de la biomasa, sin quitar la flama para que se produjera la combustión completa de la biomasa, como se muestra en la **Figura 47**.

**Figura 47.** Alimentación y combustión completa de la biomasa



Después de que la biomasa estaba en combustión completa, se encendió el compresor y se abrió completamente la válvula de regulación para dar paso a la entrada de aire, a continuación se confinó el gasificador, poniendo la tapa del gasificador y ajustando los tornillos como se observa en la **Figura 48**, se hizo el mismo procedimiento con la tapa del colector de cenizas, cuando el gasificador estuvo completamente confinado, se reguló la entrada de aire de acuerdo a la relación de equivalencia, para un ER de 25% el rotámetro marcó alrededor de 0,23 cfm. Se continuó con alimentación de biomasa constante para que ocurrieran las reacciones de gasificación y se diera la producción de gas como se evidencia en la **Figura 49**.

**Figura 48.** Confinamiento y entrada de aire.



**Figura 49.** Salida del gas producto.



Para la caracterización de los gases producto, se utilizó el equipo Biogas Check, que permite obtener composiciones porcentuales de metano ( $\text{CH}_4$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y oxígeno ( $\text{O}_2$ ) del syngas tomado de la salida del gasificador como se observa en la **Figura 50**, Para la concentración de gas de monóxido de Carbono ( $\text{CO}$ ) e Hidrogeno ( $\text{H}_2$ ) se utilizó un sistema con sensores de gas serie MQ-7 ( $\text{CO}$ ) y MQ-8 ( $\text{H}_2$ ). Este sistema se conecta directamente a la salida del Biogas Check.

**Figura 50.** Medición de gases



## 6.2 Resultados de las pruebas iniciales de gasificación.

Se registró la composición del syngas, para obtener pruebas preliminares de gasificación, los resultados más relevantes se muestran en la **Tabla 20**, la temperatura máxima alcanzada fue de  $450^{\circ}\text{C}$  la cual no es típica del proceso de gasificación por tal motivo, se debe mejorar la estabilidad del proceso acondicionando los parámetros de operación, se deben realizar pequeñas modificaciones al equipo para evitar pérdidas de calor y hacer más pruebas de gasificación para obtener mejores resultados que den mejor aporte a la investigación.

En cuanto a la composición de los gases, se notó un bajo rendimiento en cuanto a contenido de  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ , debido ya que no se consiguió llegar a la temperatura típica de gasificación, por tal motivo existe un alto contenido de oxígeno que evidencia que aún las reacciones de gasificación no se presentan de forma estable, la composición del  $\text{CO}_2$  si está en valores típicos reportados en la literatura.

**Tabla 20. Composición de los gases**

	Gases	1	2	3	4	Promedio
<b>Equipo Biogás Check</b>	<b>Metano (CH<sub>4</sub>) %</b>	0,2	0,6	0,0	0,1	0,23
	<b>Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>) %</b>	4,8	7,9	4,0	4,2	5,23
	<b>Oxígeno (O<sub>2</sub>) %</b>	9,2	6,3	10,0	9,3	8,70
	<b>Balance %</b>	85,8	85,2	86,0	86,4	85,85
<b>Sensores MQ 8 - MQ7</b>	<b>Monóxido de Carbono (CO) ppm</b>	7,95	12,98	3,97	7,95	8,21
	<b>Hidrogeno (H<sub>2</sub>) ppm</b>	837,25	739,11	817,28	888,08	820,43

Se variaron los tamaños de partícula y porcentaje de agente gasificante pero no se observaron diferencias significativas entre las pruebas, por lo que se sugiere mejorar la estabilidad del gasificador y alcanzar la temperatura deseada para que las pruebas tengan mayor validez.

### 6.3 Ajustes del gasificador y Prueba No. 2 de gasificación

Otro problema encontrado además de la baja temperatura fue el exceso de aire de entrada, ya que la relación aire combustible se calculó de acuerdo a condiciones ambientales y al estar utilizando un compresor de aire las condiciones cambian, la solución fue recalcular el flujo de aire que entra de acuerdo a diferentes condiciones de presión y temperatura como se muestra en la **Tabla 21**, así se adoptan estos valores para las nuevas pruebas.

**Tabla 21.** Flujo de aire entrada recalculado a diferentes presiones y temperatura

Temperatura (°C)	Flujo de aire (m <sup>3</sup> /h)			
	Presión (Psi)			
	20	30	40	50
<b>21</b>	0,378	0,294	0,240	0,203
<b>27</b>	0,385	0,299	0,244	0,207
<b>32</b>	0,392	0,304	0,249	0,211

La segunda modificación fue agregar una lámina en la parte inferior del cono para aumentar el tiempo de residencia de la biomasa dentro del reactor como se muestra en la **Figura 51**.



Para incrementar la temperatura y mejorar el calentamiento inicial del gasificador se hizo la prueba adicionando carbón vegetal al gasificador, y se hizo el mismo procedimiento para poner en marcha el gasificador, esta vez precalentando el cono con la llama por 30 minutos hasta que el gasificador obtuvo una temperatura superior a los 500 °C, se adicionó la biomasa hasta que entrara en combustión completa y se confinó el gasificador, algunas evidencias de estas pruebas se presentan en la **Figura 51**, se monitoreo la temperatura y se logró estabilizar la temperatura alrededor de los 350 °C, uniformemente en todo el gasificador esto no se había logrado en la pruebas iniciales, pero aun así no se pudo obtener una temperatura mayor por lo que se deben buscar nuevas soluciones y modificaciones que se presentan en la siguiente sección.

**Figura 51.** Ajustes y prueba No. 2 de gasificación.



#### 6.4 Modificación para el gasificador.

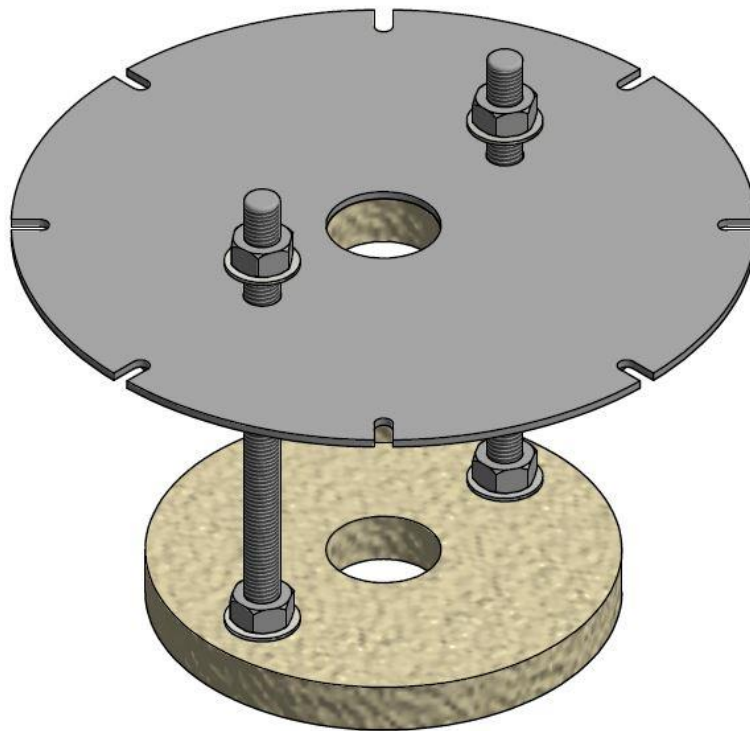
El problema principal es que no se alcanza la temperatura de gasificación la cual deber estar alrededor de los 800°C, en el proceso de gasificación se espera que la biomasa por medio de la combustión incompleta, libere el calor necesario para incrementar la temperatura dentro del reactor, ya que si no se obtiene la temperatura de gasificación la lignina que es el material refractario de la biomasa no se destruye impidiendo así las reacciones que dan paso a la conversión de los sólidos en gases, para esto se propone una modificación al reactor

**Propuesta: Tapa de refractario ajustable.**

Se plantea poner una tapa de material refractario ajustable, para variar el volumen de la cámara de reacción, un volumen menor hace que haya menos área que calentar y menos pérdidas de calor, además con la tapa móvil se puede tener mayor control con el tiempo de residencia del gas dentro del reactor, ya que si hay menos volumen el gas tiende a salir más rápido, por lo tanto es una buena modificación para la investigación,

En la **Figura 52**, se muestra la tapa modificada, se adecuó una tapa interna de concreto refractario de 3 cm de espesor y 25 cm de diámetro, con dos barras roscadas de 3/4" y 30 cm de largo, las cuales por medio de tuercas y arandelas del mismo diámetro se pueden ajustar a la altura deseada.

**Figura 52.** Tapa ajustable del gasificador modificada.



**Nota 4:** Cumplimiento del objetivo 4 y el objetivo general.

Con las pruebas iniciales de funcionamiento, además con la modificación planteada se da cumplimiento al objetivo específico número 4 y con la suma de los 4 objetivos específicos se cumple el objetivo General.

## 7 POSIBILIDAD DE IMPLEMENTAR UN GASIFICADOR EN UNA CALDERA.

A continuación se plantean algunas consideraciones para poder implementar un gasificador en una caldera de los ingenios sucro-energéticos para reducir las emisiones de gases contaminantes y material particulado.

### 7.1 Funcionamiento de una caldera típica en un Ingenio sucro-energético

Los generadores de vapor o calderas están entre los equipos de mayor valor económico existentes en una fábrica; su importancia radica en que son los encargados de convertir la energía química contenida en el combustible, generalmente bagazo y carbón, en energía térmica en forma de vapor, la cual es utilizada en los procesos de preparación de caña, molienda, plantas eléctricas, tratamiento de jugos elaboración de azúcar y destilación de alcohol entre otros. [30]

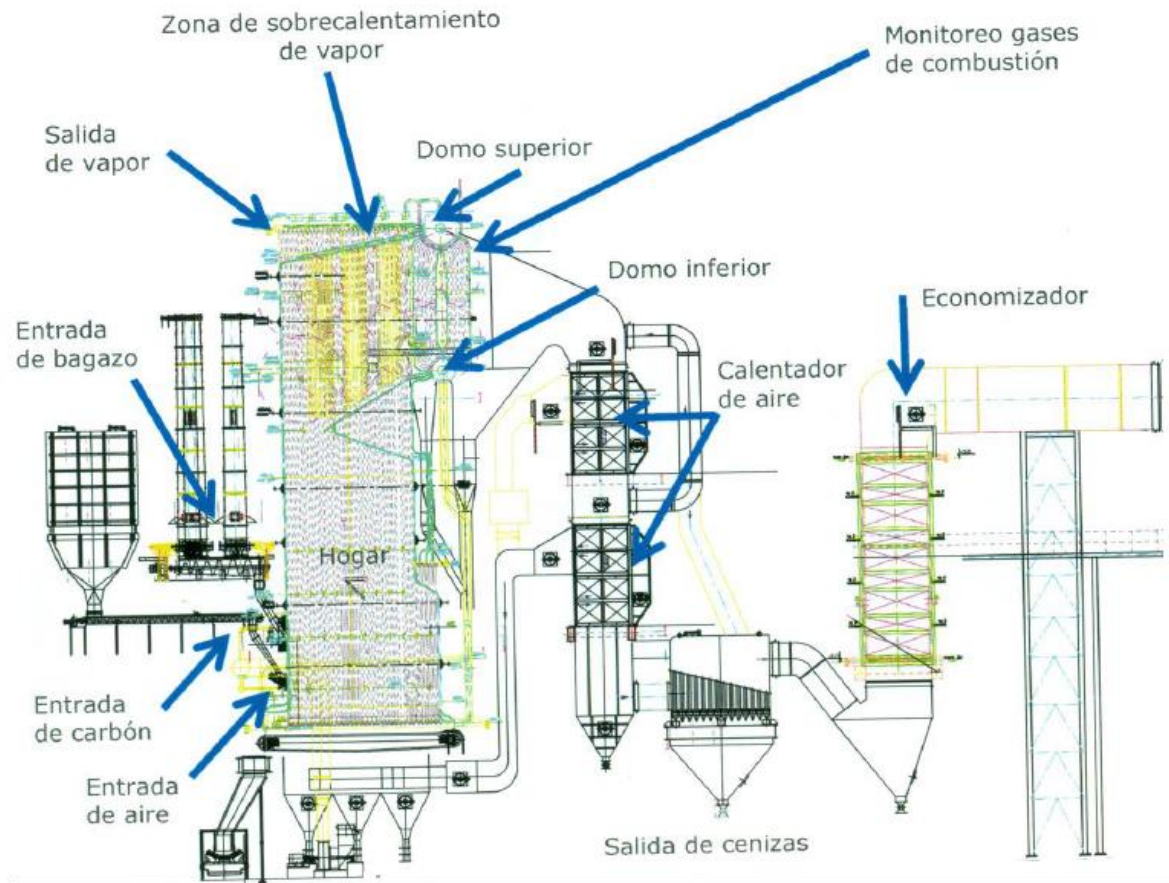
#### Clasificación de calderas

Existen varios criterios para la clasificación de las calderas, entre ellos los principales son:

- **Por disposición de los fluidos:** Bien sea que los tubos conduzcan los humos de la combustión (caldera tipo piro-tubular) o el agua que se evapora (Calderas tipo acuotubular)
- **Por la presión y la temperatura de trabajo:** se dividen en las categorías de baja presión (hasta 60 psi) media presión (hasta 150 psi) y alta presión (mayor de 150 psi), actualmente se trabajan con presiones de hasta 1200 psi y se alcanzan estados supercríticos de vapor.
- **Según el tipo de combustible utilizado:** los combustible pueden ser solidos (carbón, bagazo, madera, etc.), líquidos (fueloil, ACPM) o gaseoso (gas natural, gas propano, gas butano)
- **Por la forma de quemar el combustible:** si el combustible es sólido se puede hacer referencia a parrillas o lecho fluidizado; si el combustible es liquido se clasifican según la presión de atomización y si es gaseoso de dividen según mezcla o no el gas.

Las calderas más comunes en los ingenios azucareros de la región son las de tipo acu-tubular, trabajan a con presiones medias y altas, utilizan combustibles sólidos en parrillas fijas o viajeras, este es el tipo de caldera objeto de estudio en esta sección [30]. (Ver **Figura 53** )

**Figura 53.** Esquema General de una caldera acuo-tubular de un ingenio azucarero



Ref. [30]

## 7.2 Objetivo

Reemplazar el combustible sólido que es más contaminante, por un combustible alternativo, menos contaminante; como el syngas obtenido mediante el proceso de gasificación de biomasa.

### Beneficios

- Reduce las emisiones de dióxido de carbono, que es un importante contribuyente al calentamiento global.
- Reducir las emisión de óxidos de azufre, que contribuye a la lluvia ácida



- Algunas de las pruebas realizadas mostraron una reducción del 30% de los óxidos de nitrógeno con procesos similares.
- El aumento en uso de biomasa.
- Algunos otros beneficios son que reduce la dependencia de los combustibles fósiles y por lo tanto aumenta la cuota de las energías renovables. [31]

### 7.3 Consideraciones para implementar un gasificador en una caldera.

Para poder implementar un gasificador en una caldera se deben enfrentar algunos desafíos para que el proceso no se convierta en un problema.

- Los primeros desafíos son técnicos en la modificación necesaria en los sistemas de quemadores, manipulación y almacenamiento de combustible para dar cabida al combustible alternativo.
- Disponibilidad y alimentación constante del combustible alternativo.
- Las pérdidas en eficiencia de las calderas. [31]

### 7.4 Cálculo de combustible requerido en una caldera bagacera de los ingenios.

Un ingenio típico del sector azucarero, procesa alrededor de 180 toneladas de caña por hora y produce en promedio 150000 lb de vapor, la relación de bagazo/caña del 27 % y la caldera maneja un indicador de producción de 1,8 lb de vapor por libra de bagazo. [30]

#### **Cantidad de combustible requerido.**

$$\begin{aligned}
 \text{Caudal de combustible} &= \frac{\text{producción de vapor}}{\text{indicador de producción}} \\
 &= \frac{150000 \frac{\text{lb vapor}}{\text{hora}}}{1,8 \frac{\text{lb de vapor}}{\text{lb de bagazo}}} \\
 &= 37,88 \frac{\text{t de bagazo}}{\text{h}}
 \end{aligned}$$

Las calderas bagaceras típicamente tienen entre 6 y 8 alimentadores de bagazo por lo cual se plantea poder reemplazar 1 alimentador bagazo por el syngas, lo que equivale a 1/6 de la cantidad total de bagazo que entra a la caldera

Mediante esta suposición la cantidad de combustible a reemplazar es:

$$\begin{aligned} \text{Combustible a reemplazar} &= \frac{\text{Caudal de bagazo}}{6} \\ &= \frac{37,88 \frac{t \text{ de bagazo}}{h}}{6} = 6,31 \frac{t \text{ de bagazo}}{h} \\ &= 6310 \frac{kg \text{ de bagazo}}{h} \end{aligned}$$

El poder calorífico del bagazo es al 50% de humedad es de 8578 kJ/kg entonces la cantidad de energía térmica que se debe reemplazar por el gasificador es:

$$\begin{aligned} \text{Energía térmica req.} &= (\text{Combustible a reemplazar}) * (\text{poder calorífico del bagazo}) \\ &= 6310 \frac{kg}{h} * 8578 \frac{kJ}{kg} = 54127180 \frac{kJ}{h} \\ &= 15 \text{ MWt (Térmicos)} \end{aligned}$$

Un valor que se puede suplir con gasificadores de la tecnología Nexterra los cuales varían entre 2 y 40 MWt, [1]

### **Flujo de gas requerido y cantidad de biomasa requerida.**

Se recurre a la literatura donde se encuentra que el poder calorífico medio del syngas es de 1200 kcal/m<sup>3</sup> equivalente a 5020 kJ/m<sup>3</sup> obtenido de un gasificador de la tecnología Ankur Scientific, en lecho fijo, a partir de biomasa de residuos forestales, madera o residuos agrícolas, con un rendimiento de 2,5 m<sup>3</sup> de gas por cada kilogramo de biomasa. [32]

Con estos datos se encontró el flujo de gas requerido:

$$\text{Flujo de gas} = \frac{(\text{Energía térmica req.})}{\text{Poder calorífico del syngas}}$$

$$= \frac{54127180 \frac{kJ}{h}}{5020 \frac{kJ}{m^3}} = 10782 \frac{m^3}{h}$$

Ahora la cantidad de biomasa a procesar por el gasificador es:

$$\text{Flujo de biomasa} = \frac{(\text{Flujo de gas})}{\text{Rendimiento biomasa} - \text{Gas}}$$

$$= \frac{10782 \frac{m^3}{h}}{2,5 \frac{m^3}{kg}} = 4312 \frac{kg}{h} = 4,3 \frac{Ton}{h}$$

Entonces para poder reemplazar un alimentador de bagazo de una caldera que es equivalente a 1/6 del bagazo total que entra a la caldera es decir 6,31 ton/h, se deben procesar 4,3 toneladas de biomasa en un gasificador el cual tendrá un rendimiento de 10782 m<sup>3</sup>/h de syngas, y producirán 15 MWt de energía en forma de calor.

## 8 CONCLUSIONES

Como resultado de este trabajo de grado se concluye lo siguiente.

- Con el conocimiento adquirido durante la etapa académica en la Universidad del Valle y en la práctica laboral en el Centro de Investigación de la Caña de Azúcar (Cenicaña), además del aporte humano y físico de estos dos entes se logró culminar proceso de diseño y la construcción del microgasificador para residuos de cosecha de caña de azúcar, que servirá como equipo de investigación en el tema de gasificación de biomasa.
- Se diseñó el gasificador utilizando las medidas de materiales estándar con el fin de facilitar la construcción del equipo, además de una disminución de costos al no requerir fabricación de piezas especiales y a medida, con esto el costo total de los materiales sin mano de obra fue **1'177.920** pesos.
- El gasificador construido tiene la posibilidad de: variar los parámetros de gasificación más relevantes como son; el tipo y cantidad de biomasa, los tamaños de partícula y porcentaje de agente gasificante, cuenta con dos puntos para la medición constante de temperatura dentro del reactor, por medio de termocuplas tipo K, ubicadas en la zona de reacción y a la salida de los gases, también se puede obtener lecturas de la composición de los gases típicos producidos en el proceso de gasificación ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{O}$ ) permitiendo caracterizar el gas producido.
- Las pruebas iniciales de gasificación realizadas con los residuos de cosecha de caña, permiten observar la presencia de gases típicos como  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  y  $\text{CH}_4$  que tienen un potencial energético, pero se deben seguir haciendo pruebas para determinar la viabilidad energética del proceso de gasificación.
- Para poder reemplazar un alimentador de bagazo de una caldera que es equivalente a 1/6 del bagazo total que entra a la caldera es decir 6,31 ton/h, se deben procesar 4,3 toneladas de biomasa en un gasificador el cual tendrá un rendimiento de 10782  $\text{m}^3/\text{h}$  de syngas, y producirán 15 MWt de energía en forma de calor.

## 9 RECOMENDACIONES

Para culminar este trabajo se hacen una serie de recomendaciones para mejorar el diseño y funcionamiento del gasificador, esperando sean tenidas en cuenta para futuras investigaciones.

- Se recomienda implementar la modificación planteada de la tapa ajustable.
- Se recomienda mejorar el tamaño de la tolva para tener mayor autonomía en la alimentación, debido a que esta no tiene la capacidad para albergar gran cantidad de biomasa lo que hace que una persona deba estar constantemente agregándola manualmente, hay que tener en cuenta que la biomasa tiende a atascarse por ende se debe tener en cuenta el problema de atascamiento cuando se aplique esta recomendación.
- Se recomienda cambiar el rotámetro de aire por uno con mayor precisión en la medida y menor rango de medición.
- Se recomienda adquirir un analizador de gases más confiable para medir CO y H<sub>2</sub>.
- Se recomienda hacer pruebas de gasificación con una mayor carga de biomasa inicial

## 10 REFERENCIAS

- [1] Nexterra, «Nexterra's Gasification Thecnology,» [En línea]. Available: <http://www.nexterra.ca/files/gasification-technology.php>. [Último acceso: Setiembre 2014].
- [2] C A Estrada. A Z Meneses, Gasificación de Biomasa para Producción de Combustibles de Bajo Poder Calorifico y su Utilización en Generacion de Potencia y Calor, Universidad Tecnologica de Pereira: Scientia et Technica, 2004.
- [3] Tecnología Fuente Nueva, «Combustibles Fósiles,» [En línea]. Available: <http://tecnologiafuentenueva.com/file/view/combustibles-fosiles.pdf>. [Último acceso: Noviembre 2013].
- [4] Asocaña. MinAmbiente, Guia Ambiental para el Subsector de Caña de Azucar, 2005.
- [5] F Calle. P de Groot. S Hemstock. J Woods, The Biomass Assessment Handbook, London: Earthscan, 2007.
- [6] E. Castillo, Potencial del proceso de pirólisis como alternativa para la valorización de los residuos de cosecha en el sector azucarero colombiano, Cenicaña: [www.tecnicana.com](http://www.tecnicana.com), 2008.
- [7] Instituto para la Diversificacion y Ahorro de energia (IDAE)- Besel S.A, Biomasa: Gasificación, Madrid: IDAE, 2007.
- [8] C. A. Mantilla, Diseño de un equipo para investigacion en gasificacion de biomasa, Univerisidad Del Valle: Escuela De ingenieria mecanica, 2011.
- [9] A. C. d. P. y. P. d. C. d. Azúcar, «Historia de la caña de azúcar,» Procaña, [En línea]. Available: <http://www.procana.org/new/estadisticas/historia-de-la-caña-de-azucar.html>. [Último acceso: 20 Enero 2015].
- [10] S. A. Colombiano, «El sector azucarero Colombiano en la Actualidad,» Asocaña. [En línea]. [Último acceso: 15 Enero 2015].
- [11] Shoba, Technology of Biomass Gasification, 2006.

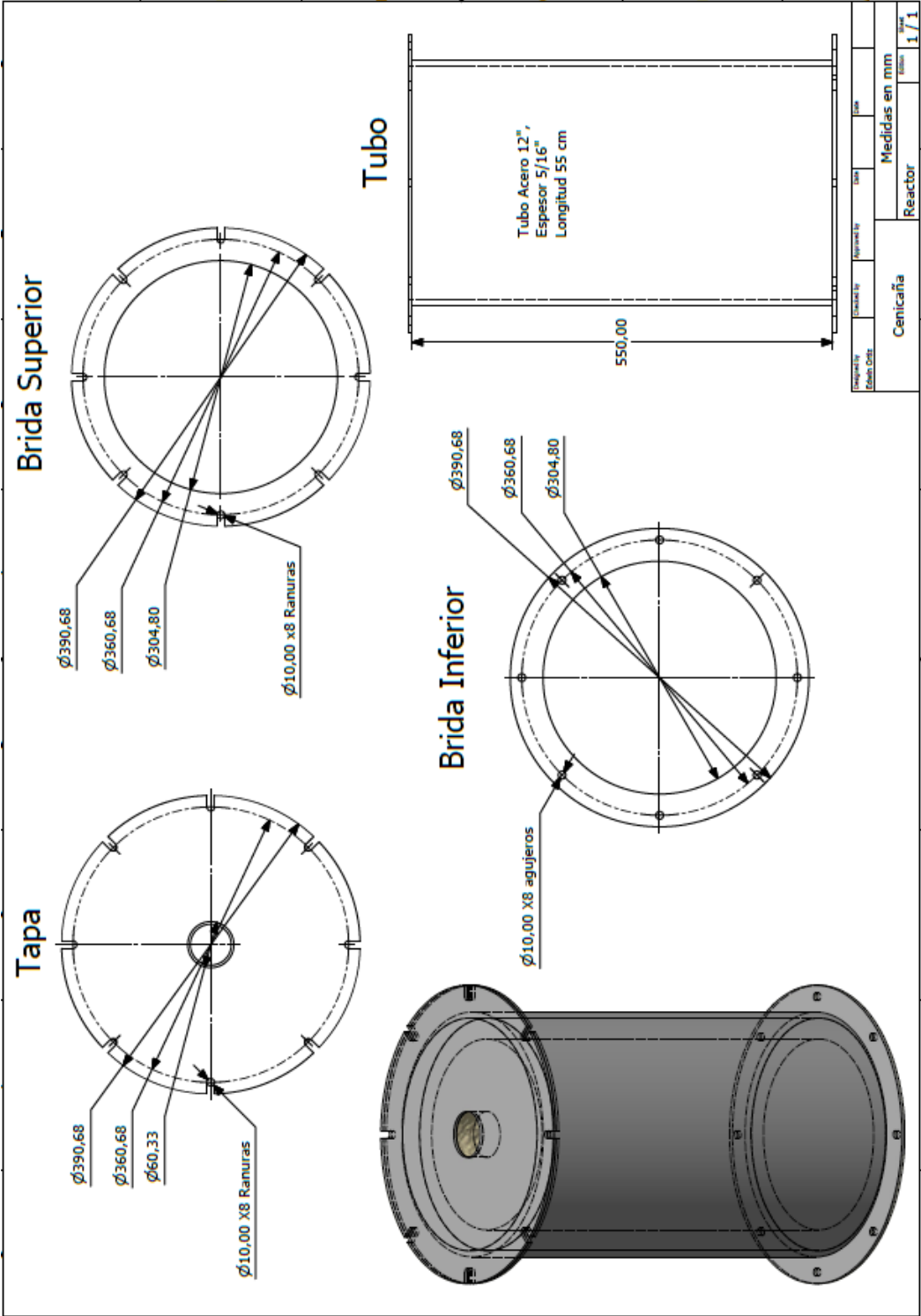
- [12] T Reed. R Desrosiers, The Equivalence Ratio: The Key To Understanding Pyrolysis, Combustion And Gasification of Fuels, The Encyclopedia of Biomass Thermal Conversion, 1979.
- [13] A. Curbelo, «Gasificación- Seminario Internacional de Uso Energetico Sostenible de Biomasa Residual,» Bogotá Colombia, 2014.
- [14] Pirogas, Pirólisis y Gasificación, 2002.
- [15] F. J. Moreno, Simulacion de Gasificacion de Biomasa en Lecho Fluidizado Burbujeante, Universidad Carlos III de Madrid: Departamento de Ingenieria Termica y de Fluidos., Proyecto de grado-2010..
- [16] FAO, Pequeños gasificadores de madera y carbón vegetal para el funcionamiento de motores de combustión interna.
- [17] Colciencias-Sistema integral de gestión de proyectos, «Optimización de los sistemas de cogeneración en la industria sucroenergética colombiana bajo un marco ambientalmente sostenible,» Centro de Investigacion de la caña de Azucar, Cali Colombia., 2012.
- [18] D. F. Cobo, Pirólisis de Residuos de Cosecha de Caña de Azúcar (RAC) como Alternativa de Aprovechamiento en Procesos de Cogeneración, Universidad del Valle: Maestría en Ingeniería Mecánica, 2012.
- [19] D. M. J, *Diseño y Construcción de un banco de pruebas para procesos termoquimicos de transformacion de biomasa (Residuos de caña)*, Cali: Univalle-Cenicaña, 2015.
- [20] J. Arauzo, Experiencias en Gasificacion de Biomasa, Univerisdad de zaragoza: Instituto de investigacion en ingenieria., 2006..
- [21] A Carvajal. A L Gomez. C Briceño, «Características de las Mezclaz Bagazo/Residuos como Combustible de Calderas,» *Cenicaña*, 2006.
- [22] Y. W. Kinoshita, «Kinetic Model Of Biomass Gasification,» vol. 51, 1993.
- [23] Yanus A. Cengel, Transferencia de Calor y de Masa- Un enfoque práctico-Tercera edición, México: Mc Graw Gill, 2007.
- [24] Edarvico, «Ficha Técnica Refractarios y Aislantes,» [En línea]. Available: [http://puntodeventa.co/categoria-191\\_0/productos-edarvico/](http://puntodeventa.co/categoria-191_0/productos-edarvico/).

- [25] Solid Works, «Coeficiente de transferencia de calor por convección,» 2011. [En línea]. Available:  
[http://help.solidworks.com/2011/spanish/SolidWorks/cworks/LegacyHelp/Simulation/AnalysisBackground/ThermalAnalysis/Convection\\_Topics/Convection\\_Heat\\_Coefficient.htm](http://help.solidworks.com/2011/spanish/SolidWorks/cworks/LegacyHelp/Simulation/AnalysisBackground/ThermalAnalysis/Convection_Topics/Convection_Heat_Coefficient.htm). [Último acceso: Enero 2015].
- [26] L. Vanegas, Diseño de Máquinas-Capítulo 8 Diseño de Tornillos, Pereira: Universidad Tecnológica de Pereira, 2010.
- [27] Universidad Carlos III de Madrid, Transportadores-Tornillos sin fin, Madrid, 2008.
- [28] Alibaba.com, «Technical Data, Gear Motors 12 V, 45 Rpm,» [En línea]. Available:  
<http://spanish.alibaba.com/product-gs/gear-motor-12v-45rpm-high-torque-814863324.html>. [Último acceso: Febrero 2015].
- [29] J M Gere. B J Goodno, Mecánica de Materiales- Séptima Edición, México: Cengage Learning Editores, 2009.
- [30] Diego Cobo Barrera Julián Esteban Lucuara Adolfo León Gomez Nicolás Gil Zapata, Evaluación de la eficiencia térmica de calderas en ingenios del sector sucroenergético colombiano, Cali: Cenicaña, 2014.
- [31] Power Plants CCS, «Cofiring Biomass,» 2010. [En línea]. Available:  
[http://www.powerplantccs.com/ref/glos/biomass\\_cofiring.html](http://www.powerplantccs.com/ref/glos/biomass_cofiring.html). [Último acceso: 30 06 2015].
- [32] Technology Ankur Scientific Energy, «Ankur Gasifier,» [En línea]. Available:  
<http://www.ankurscientific.com/range.htm>. [Último acceso: 26 Julio 2015].

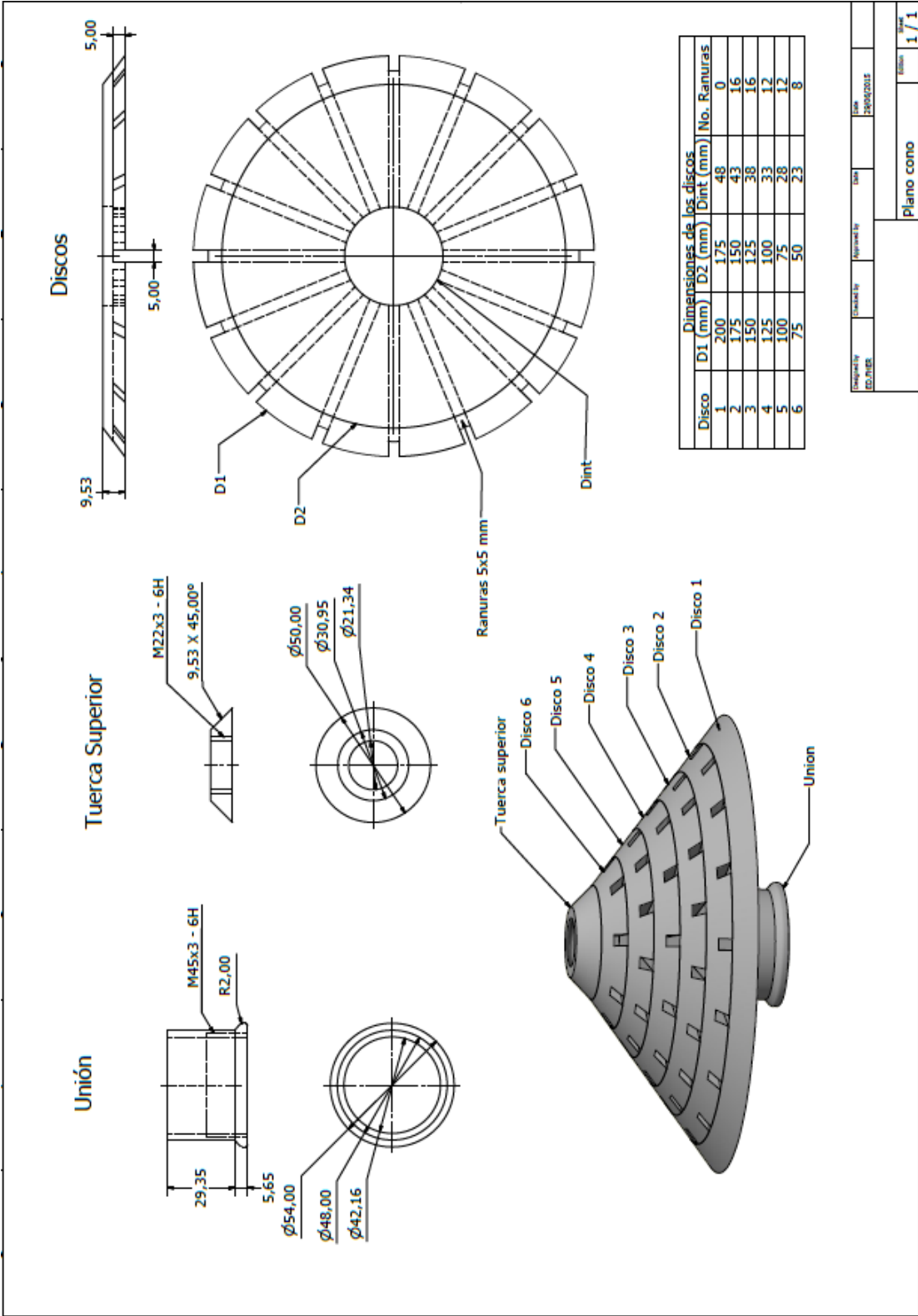


11 ANEXOS.

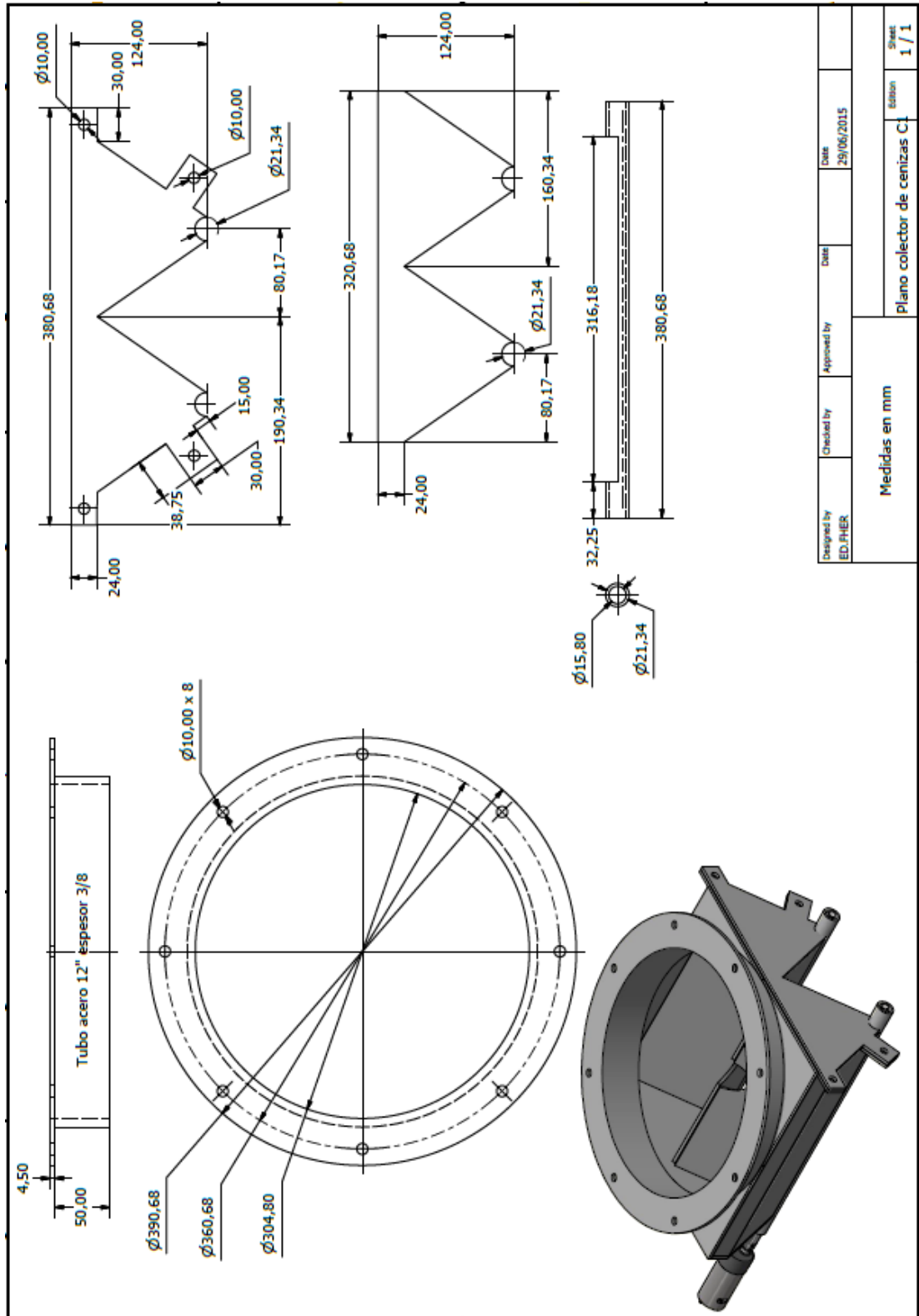
Anexo 1. Plano Reactor



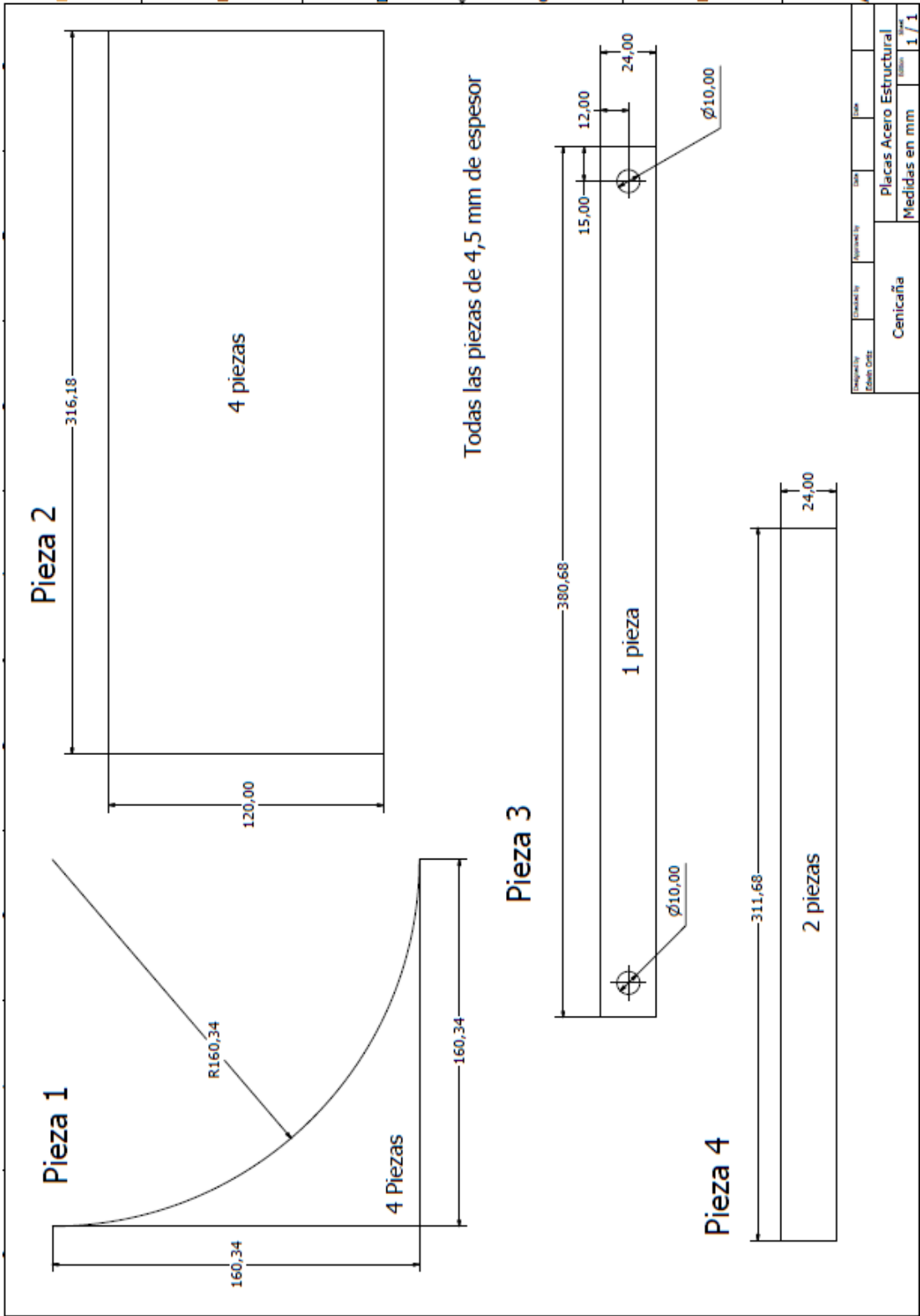
Anexo 2. Plano cono.



Anexo 3. Plano colector de cenizas.



Plano colector de cenizas (continuación)



Anexo 4. Planos estructura del microgasificador.

